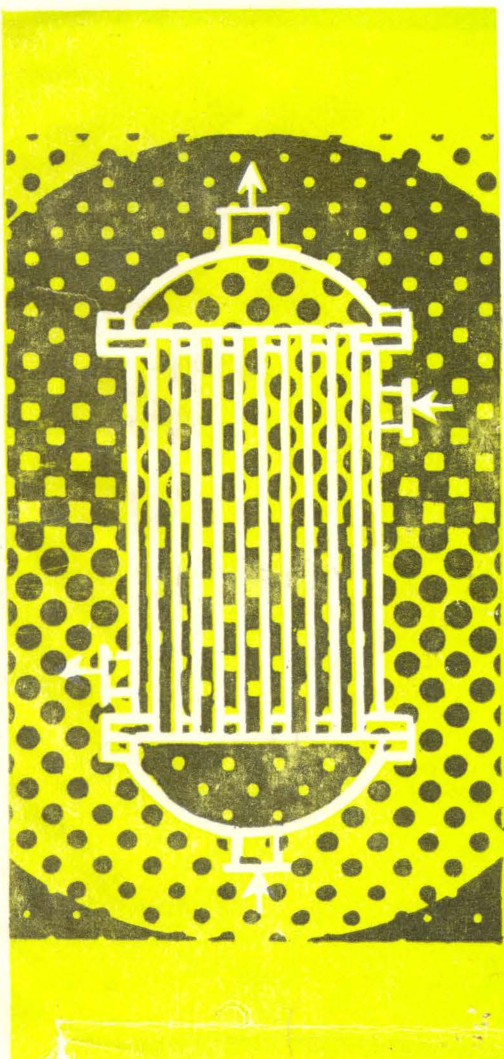
SERIA INGINERIA CHIMICĂ

K. F. PAVLOV
P. G. ROMANKOV
A. A. NOSKOV



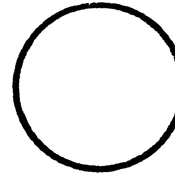
PROCESE ȘI APARATE ÎN INGINERIA CHIMICĂ

EXERCIȚII ȘI PROBLEME



EDITURA TEHNICĂ

CONSTANTIN FEOFANOVICI PAVLOV
PETR GRIGOREVICI ROMANKOV
ANATOLI ALECSEEVICI NOSKOV





PROCESE ȘI APARATE ÎN INGINERIA CHIMICĂ

EXERCIȚII ȘI PROBLEME

TRADUCERERE DIN LIMBA RUSĂ DUPĂ EDIȚIA A 8-a



EDITURA TEHNICĂ
BUCUREȘTI – 1981

К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков

ПРИМЕРЫ И ЗАДАЧИ ПО КУРСУ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Издание восьмое, переработанное и дополненное
Под редакцией чл.-корр. АН СССР

П. Г. Романкова
Издательство „ХИМИЯ", 1976, Ленинградское отделение

PREFAȚĂ

la ediția în limba română

Un rol important în pregătirea inginerilor și proiectanților din industria chimică precum și din alte industrii similare, cum ar fi de exemplu industria alimentară, în special în domeniul operațiilor și utilajelor, îl are rezolvarea exercițiilor și problemelor legate de dimensionarea utilajelor și de verificarea performanțelor lor. Lucrarea ,,Procese și aparate în ingineria chimică. Exerciții și probleme" de K. F. Pavlov, P. G. Romankov și A. A. Noskov este consacrată acestui domeniu. Ea conține aplicații numerice din capitolele : hidraulică aplicată, pompe, ventilatoare, compresoare, metode hidrodinamice de separare, hidrodinamica stratului fluidizat, amestecarea în mediu lichid, transmiterea căldurii în aparatura chimică, evaporarea, cristalizarea, bazele transferului de masă, absorbția, distilarea, rectificarea, extracția, uscarea, răcirea moderată și înaintată.

La începutul fiecărui capitol sînt date relațiile principale de calcul, necesare rezolvării exercițiilor și problemelor, iar la sfîrșitul unor capitole sînt date exemple de calcul complet al unor aparate caracteristice.

În anexă sînt date cele mai importante tabele, diagrame, nomograme, folosite pentru calculul aparaturii chimice. Pentru unele mărimi folosite mai rar se fac trimiteri la literatura tehnică de specialitate.

În carte se folosește sistemul internațional de unități de măsură (SI).

Cartea a fost adaptată în mare măsură la necesitățile învățămîntului de inginerie chimică din R. S. România. S-a folosit notația și nomenclatura utilizată în limba română. Tabelele cu date după GOST au fost înlocuite cu tabele cu date după STAS. Trimiterile din text la manuale tehnice sovietice s-au înlocuit, atît cît a fost posibil, cu trimiteri la manuale tehnice românești.

Traducerea și adaptarea în limba română au fost efectuate de un colectiv format din cadre de la disciplinele de fenomene de transfer și de operații și aparate din industria chimică și industria alimentară din cadrul Institutului Politehnic „Traian Vuia" din Timișoara, Institutul Politehnic „Gh. Asachi" din Iași și Universității din Galați, sub conducerea prof. dr. ing. Z. Gropșianu și a prof. ing. I. Rășănescu. Din colectivul de traducere și adaptare au făcut parte : Minodora Medeleanu, D. Kohn, M. Moraru, Romulus Minea, Ludmila Iovi, Mariana Șora, I. Ibănescu, V. Jâșcanu, Rodica Alexandru, Șt. Răcoreanu, Viorica Borha.

Lucrarea se adresează inginerilor proiectanți și tehnologi din industria chimică și din industriile care se bazează pe procesele de transfer de impuls, de căldură sau (și) de masă, precum și studenților de la facultățile de tehnologie chimică și similare.

Prof. dr. ing. **Z. Gropșianu**
Prof. ing. **I. Rășănescu**

PREFAȚĂ LA EDIȚIA A OPTA

În ultimii ani cursul pentru ingineri „Procese și aparate în tehnologia chimică" a căpătat o dezvoltare mare, ceea ce se oglindește și prin a noua ediție (1973) a manualului lui Kasatkin, realizat la catedra de procese și aparate MHTI-Mendeleev.

La însușirea noțiunilor de la curs, fundamentale pentru instituțiile de învățămînt chimico-tehnologic, un rol practic îl joacă părțile aplicative, de calcul, ale cursului. Cu acest scop, la catedra de procese și aparate de la Institutul tehnologic din Leningrad s-a scris și editat o culegere de exerciții și probleme de un real ajutor învățămîntului, care de la ediție la ediție s-a perfecționat. În ea sînt sistematizate exemple, probleme, metode de calcul, formule de calcul, material informațional.

Ediția a opta cu probleme se deosebește de toate cele precedente, pentru că în ea sînt incluse, pentru prima dată, exemple de calcul (pentru aparatele cu transfer de căldură, coloane de absorbție, coloane de rectificare) cu calculatorul, în limbaj FORTRAN.

Pe capitole s-au făcut următoarele modificări. La capitolul „Bazele hidraulicei aplicate" se adaugă un exemplu de determinare a curbelor de transport și a coeficientului în schimbul continuu. O schimbare importantă s-a efectuat la capitolul „Transferul de căldură în aparatura chimică". În el sînt incluse date noi pentru calculul termic, adăugîndu-se și exemplul pentru schimbul de căldură în regim nestaționar. S-a elaborat un capitol nou „Bazele transferului de masă", în care sînt date exemple și probleme pe baza proceselor noi de transfer de masă, incluzînd și un exemplu în legătură cu deplasarea longitudinală în coloane fixe.

Autorii își exprimă mulțumirea tuturor tovarășilor de catedră care au citit capitolele componente ale lucrării, și scot în evidență ajutorul deosebit dat de M. I. Kurocikinoi la pregătirea manuscrisului pentru tipar.

P. G. Romankov
A. A. Noskov

CUPRINS

INDICAŢII DE BAZĂ ŞI UNITĂŢI DE MĂSURĂ

Mărimea	Simbolul	Unitatea de măsură în sistemul SI
1	2	3
Cifra de reflux	R	—
Conductivitate termică	λ	W/(m·K)
Coeficientul de debit	α	—
Coeficientul de difuziune	D	m^2/s
Difuzivitate termică	a	m^2/s
Coeficientul de dilatare volumică	β	K^{-1}
Coeficientul de frecare	λ	—
Coeficientul de rezistenţă locală	ζ	—
Coeficientul frigorific	ε	—
Coeficientul parţial de transfer de căldură	α	$W/(m^2 \cdot K)$
Coeficientul total (global) de transfer de căldură	K	$W/(m^2 \cdot K)$
Coeficientul parţial de transfer de masă	k_x, k_y	$\frac{\text{kmol (sau kg)}}{m^2 \cdot \text{s (unit. forţă, mot.)}}$
Coeficientul total (global) de transfer de masă	K_x, K_y	$\frac{\text{kmol (sau kg)}}{m^2 \cdot \text{s (unit. forţă, mot.)}}$
Concentraţia masică	$\bar{x}$, $\bar{y}$	kgA/kg (A + B)
Concentraţia masică relativă	$\bar{X}$, $\bar{Y}$	kgA/kg B
Concentraţia masică raportată la volum	$\bar{C}_x$, $\bar{C}_y$	kgA/m^3 (A + B)
Concentraţia molară	x, y	kmol A/kmol (A + B)
Concentraţia molară relativă	X, Y	kmol A/kmol B
Concentraţia molară raportată la volum	C_x, C_y	kmol A/m^3 (A + B)
Căldura consumată (debit caloric)	Q	W
Căldura latentă de vaporizare	r	J/kg
Căldură specifică (masică)	c	J/(kg·K)
Debitul masic	G, L, M, W	kg/s
Debitul volumic	Q	m^3/s
Densitatea	ρ	kg/m^3
Diametrul	D, d	m
Entalpia (masică, specifică)	H, I, (i)	J(J/kg)
Greutatea	G	N
Înălţimea	H, h	m
Încărcarea termică	q	W/m^2
Lăţimea	B, b	m
Lungimea	L, l	m
Masa molară	M	kg/kmol
Perimetrul	P	m
Porozitatea	ε	—
Presiunea	P, p	Pa
Presiunea dinamică	h_d	m
Presiunea statică	h_{st}	m
Puterea	N, P	W
Randamentul	η	—
Raza	R, r	m
Suprafaţa secţiunii transversale	S	m^2

(continuare)

1	2	3
Suprafața (aria suprafeței)	A	m^2
Temperatura	T, t, θ	K, °C
Timpul	τ	s
Turația	n	rot/s
Conținutul de umezeală a aerului	x	kg/kg
Umiditatea materialului	u, u'	kg/kg
Umezeala relativă a aerului	φ	—
Viteza	w	m/s
Viteza unghiulară	ω	rad/s
Viscozitatea cinematică	ν	m^2/s
Viscozitatea dinamică	η	Pa·s
Volumul	V	m^3
Volumul specific	v	m^3/kg

INDICAȚII GENERALE PENTRU REZOLVAREA PROBLEMELOR

Scopul practic al orelor de la cursul de procese și aparate este învățarea studenților cu metodele de calcul și proiectare a aparaturii chimice, putînd astfel examina problemele și exemplele concrete.

La calculul aparatelor se întîlnesc diferite mărimi fizice, exprimate prin proprietățile fizice ale substanțelor (densitate, viscozitate, conductivitate termică și altele). Toate aceste mărimi au putut fi măsurate și exprimate într-o unitate sau alta.

În U.R.S.S. se preferă în toate domeniile științei și tehnicii, a economiei naționale, Sistemul Internațional de unități de măsură (SI), cu unitățile sale fundamentale care sînt: pentru lungime — metrul (m), pentru masă — kilogramul (kg), pentru timp — secunda (s), pentru intensitatea curentului electric — amperul (A), pentru temperatură — Kelvin (K), intensitatea luminoasă — candela (cd), pentru cantitatea de substanță — molul (mol). În afară de acestea, sînt legiferate două unități suplimentare: unitatea pentru unghiul plan — radian (rad) și unitatea pentru unghiul solid — steradian (sr).

Unitățile derivate se constituie pe baza acestor unități fundamentale. Mărimea unităților derivate se determină cu ajutorul formulelor fizice, care exprimă legătura între mărimi. Corespondența principalelor unități ale sistemului SI cu unitățile altor sisteme sau cu unități în afara sistemelor, este dată în anexă — tabelul LVIII.

La problemele rezolvate, s-a prezentat schema instalației cu toate dimensiunile și mărimile, s-au precizat direcțiile de curgere și s-au efectuat calculele cerute în condițiile de lucru ale instalației.

Apoi s-a urmărit să se extragă toate datele problemei, să se scrie noile formule de calcul găsind metoda de rezolvare, împărțind problema în primul rînd în probleme particulare, scriind constantele necesare.

După ce s-a procedat la calculele aritmetice, punînd în formulele de calcul valorile problemei, se verifică justețea substituției.

Rezultatul găsit se supune discuțiilor din toate punctele de vedere, dacă corespunde rezultatelor urmărite în condițiile practice de lucru ale instalației calculate sau ale aparatului.

Este util de a rezolva problema din punct de vedere general și a cerceta rezultatele, clarificînd influența unor sau a altor factori, care se introduc în condițiile problemei.

În timpul seminariilor, studenții pot studia noțiunile din noile îndrumare apărute, care unesc experiența multor date de cercetare și proiectare (Îndreptar de chimie, Îndreptar fizico-chimic și tehnologic, Îndreptarul atelierelor mecanice și chimice), de asemenea a standardelor în vigoare precum și a diferitelor cataloage.

Prelucrarea din punct de vedere al tehnicii de calcul este o problemă dificilă după formulele de calcul ale cursului. Eroarea uzuală pentru calculele inginerești este de ~5%.

Aplicarea scării logaritmice este obligatorie. Cîteva probleme pot fi rezolvate cu calculatorul, cum sînt exemplele: 4-20, 4-V, 6-8, 7-15.

Pentru aprofundarea noțiunilor de la curs există două caiete: unul cu probleme grupate, altul cu teme de casă independente — în care se cere rezolvarea problemelor și descrierea schițelor aparatelor mari și a detaliilor acestora.

Expunerea de față sistematizează noțiunile ce se predau la curs, făcîndu-le apte pentru a fi folosite la rezolvarea problemelor.

În încheiere se examinează cîteva exemple de introducere a unităților măsurate și de determinare a unităților mărimilor derivate pe baza relațiilor existente între e e.

1. Să se găsească unitatea de măsură a coeficientului de viscozitate dinamică, în SI

$$F = \eta \cdot A \cdot \frac{dw}{dy}$$

în care: η este coeficientul de viscozitate dinamică;
F — forța de frecare între două straturi la curgerea lor paralelă;
A — aria suprafețelor în contact a celor două straturi;
dw/dy — gradientul de viteză.

Rezolvînd această expresie se determină η, obținînd următoarea unitate de măsură:

$$[\eta] = \left[\frac{F \cdot dy}{A \cdot dw}\right] = \frac{N \cdot m \cdot s}{m^2 \cdot m} = \frac{N \cdot s}{m^2} = \frac{kg}{m \cdot s} = Pa \cdot s.$$

2. Să se găsească unitatea de măsură a conductivității termice, în SI.

În cazul pereților plani omogeni, cantitatea de căldură transmisă prin conducție este:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} \cdot A \cdot \Delta t$$

în care: λ este conductivitatea termică;
δ — grosimea pereților;
A — aria suprafeței prin care se transmite căldura;
Δt — diferența de temperatură între cele două fețe ale pereților.

Se explicitează λ și se rezolvă ecuația dimensională obținută. Se găsește:

$$[\lambda] = \left[\frac{Q \cdot \delta}{A \cdot \Delta t}\right] = \frac{J \cdot m}{m^2 \cdot s \cdot K} = \frac{W}{m \cdot K}$$

3. Să se găsească relația între unitățile de măsură ale viscozității dinamice în sistemul SI și sistemul CGS.

$$1\ Pa \cdot s = 1 \frac{kg}{m \cdot s} = \frac{1\ 000\ g}{100\ cm \cdot s} = 10 \frac{g}{cm \cdot s} = 10\ P = 1\ 000\ cP.$$

4. Să se deducă relația existentă între unitățile de măsură ale conductivității termice $\frac{kcal}{m \cdot h \cdot °C}$ și $\frac{W}{m \cdot K}$.

$$1 \frac{kcal}{m \cdot h \cdot °C} = \frac{4\ 190\ J}{m \cdot 3\ 600 s \cdot K} = 1{,}163 \frac{W}{m \cdot K}.$$

5. Cunoscîndu-se că 1 fund englez = 0,454 kg și 1°C = 1,8°F, să se deducă relația existentă între BTU unitatea engleză de cantitatea de căldură), kcal și J; 1 BTU este cantitatea de căldură necesară unui fund apă pentru a-și ridica temperatura cu 1°F. Căldura specifică a apei în sistemul englez are unitatea de măsură $c = 1 \frac{BTU}{lb \cdot °F}$.

Relația ce definește cantitatea de căldură este:

$$Q = c \cdot M \cdot (t_2 - t_1)$$

unde: Q este cantitatea de căldură utilizată la încălzirea celor M unități de masă de apă;
c — căldura specifică a apei;
t_1 și t_2 sînt temperaturile inițiale și finale ale apei.

$$Q = 1 \frac{BTU}{lb \cdot °F} \cdot 1\ lb \cdot 1°F = 1\ BTU$$

și

$$Q = 1 \frac{kcal}{kg \cdot °C} \cdot 0{,}454\ kg \cdot \frac{1}{1{,}8} °C = 0{,}252\ kcal$$

deci:

$$1\ BTU = 0{,}252\ kcal$$

Deoarece 1 kcal = 4 190 J, rezultă,

$$1\ BTU = 0{,}252 \cdot 4\ 190\ J = 1\ 055\ J$$

6. Să se determine valoarea lui $K = 50 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot °C}$ dacă se exprimă în W/(m²·K).

Știind că 1 BTU = 1 055 J; 1 ft = 0,305 m; 1°F = 0,56 K, atunci:

$$K = 50 \cdot \frac{1\ 055\ J}{(0{,}305\ m)^2 \cdot 3\ 600\ s \cdot 0{,}56\ K} = 50 \cdot 5{,}6 \frac{J}{m^2 \cdot s \cdot K} = 280 \frac{W}{m^2 \cdot K}.$$

1. BAZELE HIDRAULICII APLICATE

1.1. FORMULE DE CALCUL

1. *Greutatea specifică* (greutatea unităţii de volum) γ şi *densitatea* (masa unităţii de volum) ρ sînt legate între ele prin relaţia :

$$\gamma = \rho g \tag{1-1}$$

în care $g = 9{,}81\ \mathrm{m/s^2}$ este acceleraţia căderii libere.

Deoarece în sistemul SI s-a admis ca unitate de masă (kg), masa unui etalon oarecare, iar în sistemul tehnic MKfS s-a luat greutatea aceluiaşi etalon (kgf), atunci densitatea în unităţi SI ($\mathrm{kg/m^3}$) este egală numeric cu greutatea specifică în unităţi MKfS ($\mathrm{kgf/m^3}$).

Densitatea relativă (sau greutatea specifică relativă) d este raportul dintre densitatea (sau greutatea specifică) pentru o substanţă şi densitatea (sau greutatea specifică) a apei :

$$d = \frac{\rho}{\rho_a} = \frac{\gamma}{\gamma_a} \tag{1-2}$$

În intervalul de temperatură de la 0 la 100°C densitatea apei ρ_a se poate considera, cu suficientă precizie pentru calculele tehnice, egală cu 1 000 $\mathrm{kg/m^3}$.

Densitatea unui amestec de lichide, la amestecarea cărora nu se produc variaţii importante fizico-chimice, se poate calcula, cu aproximaţie, cu luarea în consideraţie că volumul amestecului este egal cu suma volumelor componenţilor, cu formula :

$$\frac{1}{\rho_{am}} = \frac{x_1}{\rho_1} + \frac{x_2}{\rho_2} + \dots \tag{1-3}$$

în care : $x_1, x_2, \dots$ sînt fracţii masice ale componenţilor amestecului;
$\rho_{am}, \rho_1, \rho_2, \dots$ — densităţile amestecului şi ale componenţilor.

Cu formula analogă :

$$\frac{1}{\rho_{am}} = \frac{x}{\rho_s} + \frac{1 - x}{\rho_l} \tag{1-4}$$

se calculează densitatea unei suspensii.

Aici : x este fracţia masică a fazei solide ;
ρ_s şi ρ_l — densitatea fazei solide şi respectiv lichide.

2. Pe baza ecuației Clapeyron*, *densitatea unui gaz* poate fi calculată cu formula :

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 p}{T p_0} = \frac{M}{22{,}4} \frac{273\ p}{T p_0} \qquad (1\text{-}5)$$

în care : $\rho_0 = \frac{M}{22{,}4}$ kg/m^3 este densitatea gazului în condiții normale ;
M — masa molară a gazului, în kg/kmol :
T — temperatura, în K.

Presiunea p și p_0 trebuie să fie exprimată în aceleași unități de măsură.

Densitatea unui amestec de gaze este dată de :

$$\rho_{am} = y_1\rho_1 + y_2\rho_2 + \ldots$$

în care : $y_1, y_2, \ldots$ sînt fracții volumice ale componenților amestecului gazos ;
$\rho_1, \rho_2, \ldots$ — densitățile corespunzătoare ale componenților, în kg/m^3.

3. *Presiunea p a unei coloane de lichid* de înălțime h și densitate ρ este egală cu :

$$p = \rho g h \qquad (1\text{-}6)$$

în care : p este presiunea exprimată, în Pa ;
ρ — densitatea lichidului, în kg/m^3 ;
h — înălțimea coloanei de lichid, în m ;
$g = 9{,}81$ m/s^2 — accelerația căderii libere.

Plecînd de la această relație, se obțin următoarele relații între unitățile de presiune :

$$1 \text{ atm} = 760 \text{ mm Hg} = \rho g h = 13\,600 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}76 = 1{,}013 \cdot 10^5 \text{ Pa} =$$

$$= 1{,}033 \cdot 10^4 \text{ mm } H_2O = 1{,}033 \cdot 10^4 \text{ kgf/m}^2 = 1{,}033 \text{ kgf/cm}^2 ;$$

$$1 \text{ at} = 1 \text{ kgf/cm}^2 = 10^4 \text{ kgf/m}^2 = 9{,}81 \cdot 10^4 \text{ Pa} = 735 \text{ mm Hg} =$$

$$= 10^4 \text{ mm } H_2O$$

4. *Ecuația fundamentală a hidrostaticii* este :

$$p = p_0 + \rho g h \qquad (1\text{-}7)$$

în care : p este presiunea hidrostatică la adîncimea h (în m) de la suprafața lichidului, în Pa ;
p_0 — presiunea la suprafața lichidului, în Pa.

Forța presiunii exercitată de un lichid pe un perete plan P (în Pa) este :

$$P = (p_0 + \rho g h)A \qquad (1\text{-}8)$$

* Ecuația Clapeyron pentru un kmol de gaz : $pv_m = RT$, în care p este presiunea absolută a gazului, în Pa ; v_m — volumul unui kmol, în m^3/kmol ; $R = p_0 v_{m0}/T_0 = 8\,310$ J/kmol·K ; $T_0 = 0°C = 273{,}15$ K și $p_0 = 760$ mm Hg $= 1{,}013 \cdot 10^5$ Pa

în care : p_0 este presiunea la suprafața lichidului, în Pa ;
ρ — densitatea lichidului, în kg/m^3 ;
h — adîncimea la care se află centrul de greutate al peretelui sub nivelul lichidului, în m ;
A — suprafața peretelui, în m^2 ;
$g = 9{,}81$ — accelerația căderii libere, în m/s^2.

5. *Unitatea de măsură a coeficientului viscozității dinamice* (numit obișnuit *viscozitate*) η este :

$$[\eta]_{SI} = N \cdot s/m^2 = Pa \cdot s = kg/m \cdot s$$

$$[\eta]_{MKfS} = kgf \cdot s/m^2$$

$$[\eta]_{CGS} = dyn \cdot s/cm^2 = g/cm \cdot s = P \text{ (poise)}$$

Relațiile între unitățile de măsurarea viscozității η folosite obișnuit sînt :

$$1 \text{ cP} = 10^{-3} \text{ Pa} \cdot s = \frac{1}{9\,810} \text{ kgf} \cdot s/m^2.$$

Coeficientul viscozității cinematice (numit de asemenea obișnuit viscozitate cinematică)ν (în m^2/s) este legat de coeficientul viscozității dinamice η prin relația :

$$\nu = \frac{\eta}{\rho} \qquad (1\text{-}9)$$

6. *Valoarea viscozității lichidelor la diverse temperaturi* se poate determina după nomograma din figura V (v. anexa).

În lipsa datelor experimentale, viscozitatea multor lichide organice, se poate calcula aproximativ, la 20°C, cu ajutorul următoarei formule empirice* :

$$\lg(\lg\eta) = (\Sigma\, An + \Sigma p)\frac{\rho}{10^3 M} - 2{,}9 \qquad (1\text{-}10)$$

în care : η este viscozitatea lichidului la presiunea atmosferică și 20°C, în milipoise ;
ρ — densitatea lichidului, în kg/m^3 ;
M — masa molară, în kg/kmol ;
A — numărul de atomi de același fel din molecula compusului organic ;
n — valoarea numerică a constantei atomice ;
p — corecția pentru gruparea atomilor și caracterul legăturii între ei.

Constantele atomice n sînt date în tabelul IX (v. anexa), iar valorile numerice ale corecțiilor p în tabelul X.

Calculul viscozității se face mai ușor cu ajutorul nomogramei din figura I, în care mărimea lg (lg η) este reprezentată prin y. Dacă y are o

* Sounders, M., J. Am. Chem. Soc., 60, 1938, p. 154 ; Planovschi, A. N., Kafarov, V V., Him. prom., nr. 8, 1944, p. 19.

valoare pozitivă, se foloseşte scara din dreapta ; cînd y este negativ se foloseşte scara din stînga. Fiecărei valori y îi corespunde o valoare η, care este viscozitatea lichidului la 20°C, în cP.

7. Pentru *determinarea viscozităţii gazelor la diferite temperaturi* se poate folosi nomograma din fig. VI.

Viscozitatea unui amestec de gaze se poate calcula cu formula aproximativă :

$$\frac{M_{am}}{\eta_{am}} = \frac{y_1 M_1}{\eta_1} + \frac{y_2 M_2}{\eta_2} + \dots \tag{1-11}$$

în care : M_{am}, M_1, M_2, ... sînt masele molare ale amestecului gazos şi ale diferiţilor componenţi ;
η_{am}, η_1, η_2, ... — viscozitatea amestecului, respectiv a componenţilor ;
y_1, y_2, ... — fracţiile volumice ale componenţilor.

Pentru calculul viscozităţii unui amestec de gaze se foloseşte, de asemenea, următoarea formulă empirică, verificată pentru o serie de amestecuri de gaze (gaz de cocserie, gaz de generator şi altele), la presiunea atmosferică :

$$\eta_{am} = \frac{y_1\eta_1\sqrt{M_1 T_{cr\cdot 1}} + y_2\eta_2\sqrt{M_2 T_{cr\cdot 2}} + \dots}{y_1\sqrt{M_1 T_{cr\cdot 1}} + y_2\sqrt{M_2 T_{cr\cdot 2}} + \dots} \tag{1-12}$$

în care : η_{am} este viscozitatea amestecului la temperatura t ;
η_1, η_2, ... — viscozitatea componenţilor la temperatura t ;
y_1, y_2, ... — fracţiile volumice ale componenţilor ;
M_1, M_2, ... — masele molare ;
$T_{cr.\,1}$, $T_{cr.\,2}$, ... — temperaturile critice ale componenţilor, în K.

În tabelul XI sînt date valorile expresiei $\sqrt{MT_{cr}}$ pentru diverse gaze.

Variaţia viscozităţii gazelor cu temperatura se exprimă prin formula :

$$\eta_t = \eta_0 \frac{273 + C}{T + C}\left(\frac{T}{273}\right)^{3/2} \tag{1-13}$$

în care : η_0 este viscozitatea la 0°C ;
T — temperatura, în K ;
C — constanta lui Sutherland [0—24, t.I], (v. tabelul V).

8. *Viscozitatea unui amestec de lichide perfecte* (neasociate) se poate calcula cu formula :

$$\lg \eta_{am} = x_1 \ln \eta_1 + x_2 \ln \eta_2 + \dots \tag{1-14}$$

în care : η_1, η_2, ... sînt viscozităţile diferiţilor componenţi ;
x_1, x_2, ... — fracţiile molare ale componenţilor amestecului.

În concordanţă cu aditivitatea fluidităţii componenţilor*, viscozitatea dinamică a unui amestec de lichide perfecte se determină din relaţia :

$$\frac{1}{\eta_{am}} = \frac{x_{v_1}}{\eta_1} + \frac{x_{v_2}}{\eta_2} + \dots \tag{1-14, a}$$

în care : x_{v1}, x_{v2}, ... sînt concentraţii volumice ale componenţilor în amestec.

* Fiziceskii enţiclopediceskii slovar. Izd. „Sovetcaia Enţiclopedia", t. I, 1960, p. 357

Viscozitatea suspensiilor diluate, a căror concentraţie în fază solidă este sub 10% volumice, se poate calcula cu formula :

$$\eta_s = \eta_l(1 + 2{,}5\varphi) \tag{1-15}$$

iar la concentraţiile fazei solide pînă la 30% volumice cu formula* :

$$\eta_s = \eta_l \frac{0{,}59}{(0{,}77 - \varphi)^2} \tag{1-15, a}$$

în care : η_s este viscozitatea suspensiei ;
η_l — viscozitatea lichidului pur ;
φ — concentraţia volumică a fazei solide în suspensie.

9. Pentru *determinarea viscozităţii unui lichid, raportată la viscozitatea unui lichid standard*, se poate folosi legea liniarităţii funcţiilor univoce fizico-tehnice, lege stabilită de K. F. Pavlov**. Pe baza acestei legi se obţine :

$$\frac{t_{\eta_1} - t_{\eta_2}}{\theta_{\eta_1} - \theta_{\eta_2}} = k = \text{const.}^{***} \tag{1-16}$$

în care : t_{η_1} şi t_{η_2} sînt temperaturile lichidului ;
θ_{η_1} şi θ_{η_2} — temperaturile lichidului standard, la care viscozităţile sînt egale cu viscozităţile corespunzătoare ale lichidului de cercetat.

Pentru multe lichide relaţia între ln η şi $\frac{1}{T}$ este practic o dreaptă :

$$\lg \eta = a + \frac{b}{T} \tag{1-16, a}$$

în care : a şi b sînt constante caracteristice lichidului ;
T — temperatura, în K.

Din ultima ecuaţie rezultă că va fi o dreaptă şi raportul între logaritmii viscozităţii a două lichide A şi B, la aceleaşi temperaturi :

$$\frac{\lg \eta_{A,T_1} - \lg \eta_{A,T_2}}{\lg \eta_{B,T_1} - \lg \eta_{B,T_2}} = \text{const.} \tag{1-16, b}$$

La calculul aproximativ al viscozităţii unui lichid după regula liniarităţii rezultatele sînt cu atît mai sigure, cu cît cele două lichide sînt mai apropiate fizico-chimic (soluţii apoase a unei sări-apă, hidrocarburi-heptan şi altele).

10. *Ecuaţiile debitului*

Debitul volumic al unui lichid sau gaz V, în m³/s ;

$$V = S \cdot w \tag{1-17}$$

* Weinspach P. M. Chem. Ing. Techn., 1969, Bd. 41, nr. 5—6, p. 260—265.
** Pavlov K. F. Him. prom., 1936, nr. 6, p. 327. Vezi şi Pilař A. Lineárni závislosti chemicko-inženýrskych výpočtech, Praga, 1937.
*** Această relaţie a fost găsită experimental dc A. Porter.

Debitul masic al unui lichid sau gaz M, în kg/s :

$$M = V \cdot \rho = S \cdot w \cdot \rho \qquad (1\text{-}18)$$

în care : S este suprafața secțiunii transversale de trecere a curentului, în m²;
w — viteza medie în secțiune a curentului, în m/s ;
ρ — densitatea lichidului sau gazului, în kg/m³.

În cazul unei conducte cu secțiune circulară, ecuația (1-17) capătă forma :

$$V = 0{,}785\ d^2 \cdot w,$$

în care d este diametrul interior al conductei, în m.

La un debit cunoscut V și o viteză admisă w, diametrul d al conductei se exprimă prin ecuația :

$$d = \sqrt{\frac{V}{0{,}785\ w}} \qquad (1\text{-}19)$$

Această ecuație a servit la construirea nomogramei din figura IV, cu ajutorul căreia se determină diametrul conductei care să asigure un anumit debit la o viteză dată.

Valorile orientative ale vitezelor, admise pentru calculul conductelor scurte (din interiorul fabricilor) sînt date în tabelul 1-1.

Tabelul 1-1

Denumirea curentului	w, m/s
Gaze în convecție liberă	2–4
Gaze la presiunea atmosferică sau apropiată în conducte de ventilație și conducte	5–20
Lichide în curgere liberă	0,1–0,5
Lichide în conducte de presiune	0,5–2,5
Vapori de apă saturanți la presiunea absolută :	
$\geqslant 4{,}9 \cdot 10^4$ Pa (0,5 at)	15–40
$(1{,}96\ldots4{,}9) \cdot 10^4$ Pa (0,2 – 0,5 at)	40–60

Ecuația continuității pentru un fluid, în regim staționar, care curge printr-o conductă de secțiune variabilă este :

$$M = S_1 w_1 \rho_1 = S_2 w_2 \rho_2 = \ldots \qquad (1\text{-}20)$$

La un fluid necompresibil, la care ρ = const., ecuația (1-20) ia forma :

$$V = S_1 w_1 = S_2 w_2 = \ldots \qquad (1\text{-}20,\ a)$$

11. *Criteriile de bază ale similitudinii hidrodinamice*

Criteriul lui Reynolds caracterizează regimul hidrodinamic și este o măsură a raportului forțelor de inerție și de frecare internă :

$$\mathrm{Re} = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{wd}{\nu} \qquad (1\text{-}21)$$

în care : w este viteza medie a curentului, în m/s ;
d — diametrul conductei, în m ;
ρ — densitatea fluidului, în kg/m³ ;
η — viscozitatea fluidului, în Pa·s ;
ν — viscozitatea cinematică, în m²/s.

Pentru fluide care curg prin conducte drepte sînt caracteristice următoarele regimuri de curgere :

Regim laminar	Re < 2 300
Regim intermediar	Re = 2 300...10 000
Regim turbulent	Re > 10 000

Pentru fluide care curg prin țevi curbate (serpentine) valoarea critică a criteriului Reynolds (Re_{cr}) este mai mare decît pentru țevi drepte și depinde de raportul $\frac{d}{D}$, în care d este diametrul interior al țevii iar D este diametrul spirelor serpentinei. Această relație este reprezentată în figura 1-1.

Pentru conducte, a căror secțiune transversală nu este circulară, în expresia pentru Reynolds se introduce diametrul echivalent (d_{ech}), egal cu de patru ori raza hidraulică (r_h).

Raza hidraulică r_h este raportul dintre secțiunea transversală a conductei S și perimetrul udat de fluid P :

$$r_h = \frac{S}{P} \qquad (1\text{-}22)$$

Pentru țevi cu secțiunea circulară, complet umplute de curentul de fluid, raza hidraulică are expresia :

$$r_h = \frac{\pi d^2}{4\pi d} = \frac{d}{4} \qquad (1\text{-}23)$$

Prin urmare, pentru cazul cînd secțiunea curentului nu este circulară, în locul diametrului se folosește diametrul echivalent :

$$d_{ech} = 4r_h = \frac{4S}{P} \qquad (1\text{-}24)$$

Criteriul Froude este raportul dintre forța de inerție și forța de gravitație :

$$\mathrm{Fr} = \frac{w^2}{gd} \qquad (1\text{-}25)$$

în care g este accelerația căderii libere, în m/s².

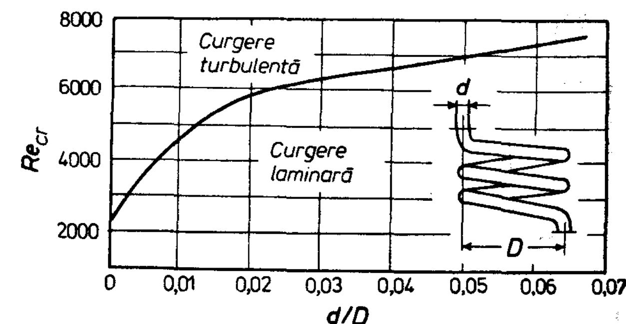


Fig. 1-1. Variația criteriului Re la serpentine, în funcție de raportul d/D.

Criteriul Euler, care reprezintă o măsură a raportului dintre forțele presiunii și ale inerției, are expresia :

$$\mathrm{Eu} = \frac{\Delta p}{\rho w^2} \qquad (1\text{-}26)$$

în care Δp este diferența de presiune (presiunea consumată pentru învingerea rezistenței hidraulice), în Pa.

12. *Ecuația lui Bernoulli* pentru fluide necompresibile cu viscozitate foarte mică (ideale) are expresia :

$$h_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = h_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} \qquad (1\text{-}27)$$

Pentru fluide viscoase (reale), necompresibile, ecuația are forma :

$$h_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} - h_p = h_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} \qquad (1\text{-}27,\ a)$$

în care : h este presiunea (înălțimea) geometrică, în m ;

$\frac{p}{\rho g}$ — presiunea piezometrică sau statică, în m ;

$\frac{w^2}{2g}$ — presiunea dinamică, în m ;

h_p — pierderea de presiune pentru învingerea rezistențelor, în m.

13. *Relația între viteza medie w și viteza maximă (axială) w_{max}* într-o conductă este :

a) în regim laminar $w = 0{,}5 w_{max}$;

b) în regim turbulent raportul $\frac{w}{w_{max}}$ depinde de valoarea lui Re (fig. 1-2) :

$$\mathrm{Re}_{max} = \frac{d w_{max} \cdot \rho}{\eta}$$

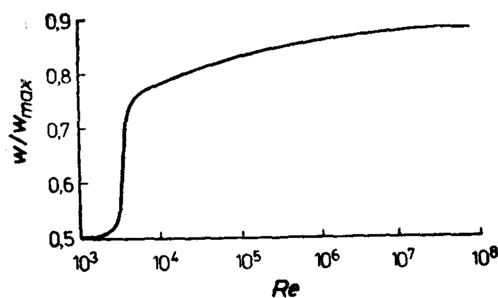


Fig. 1-2. Variația raportului w/w_{max} în funcție de criteriul Re la curgerea fluidelor în conducte.

În curgerea turbulentă valoarea lui w este aproximativ egală cu $(0{,}8\ldots0{,}9)w_{max}$. La valori mari ale lui Re (la gaze) raportul $\frac{w}{w_{max}}$ poate fi mai mare decît 0,9.

14. *Viteza de scurgere a unui lichid printr-un orificiu mic* la fundul sau pe peretele unui vas, la nivel constant al lichidului în vas, este :

$$w = \varphi\sqrt{2gH} \qquad (1\text{-}28)$$

în care : φ este coeficientul de viteză, adimensional ;

g — accelerația căderii libere, în m/s² ;

H — înălțimea nivelului de lichid deasupra centrului orificiului, în m.

Dacă presiunea la suprafața lichidului în vas (p_0, în Pa) și presiunea în vasul de recepție (p, în Pa) sînt diferite, H în formula (1-28) se înlocuiește cu mărimea $H' = H + \frac{p_0 - p}{\rho g}$, în care ρ este densitatea lichidului care se scurge, în kg/m³.

Debitul volumic de lichid V, în m³/s, care se scurge printr-un orificiu cu secțiunea S_0, în m², la nivel constant al lichidului în vas și la $p_0 = p$, este :

$$V = \alpha S_0 \sqrt{2gH} \qquad (1\text{-}29)$$

în care α este coeficientul de debit (adimensional), care reprezintă produsul dintre coeficientul de viteză φ și coeficientul de contracție al vinei de lichid ε :

$$\alpha = \varphi\varepsilon \qquad (1\text{-}30)$$

15. *Timpul τ* (în s) *de golire printr-un orificiu cu suprafața S_0* a unui vas deschis, avînd o secțiune constantă S, se poate calcula cu ajutorul ecuației :

$$\tau = \frac{2S\sqrt{H}}{\alpha S_0 \sqrt{2g}} \qquad (1\text{-}31)$$

în care H este nivelul inițial al lichidului deasupra orificiului, în m.

16. *Măsurarea debitului de lichid sau de gaz cu ajutorul diafragmei normale* (fig. 1-3).

Debitul de lichid sau de gaz, în m³/s :

$$V = \alpha k S_0 \sqrt{2\frac{\Delta p}{\rho}} = \alpha k S_0 \sqrt{2gH\frac{\rho_M - \rho}{\rho}} \qquad (1\text{-}32)$$

în care : α este coeficientul de debit al diafragmei normale într-o conductă (nerugoasă) (tabelul XV) ;

k — factor de corecție, care ia în considerare rugozitatea peretelui conductei (valoarea medie k pentru țevi este dată în tabelul XVI ; pentru țevi netede din punct de vedere hidraulic $k = 1$) ;

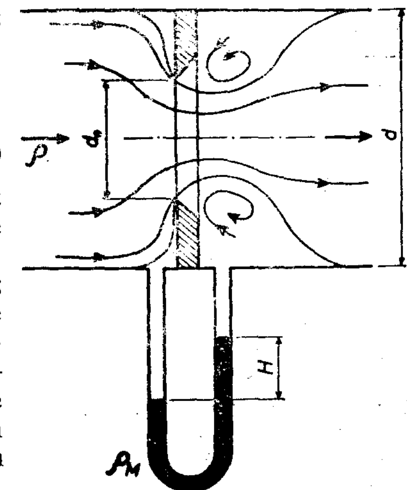


Fig. 1-3. Schița măsurării căderii de presiune cu ajutorul diafragmei.

$S_0 = 0{,}785 d_0^2$ — suprafaţa secţiunii transversale a orificiului diafragmei, în m²;
d_0 — diametrul orificiului diafragmei, în m;
H — diferenţa de nivel la manometrul diferenţial legat de diafragmă, în m;
ρ_M — densitatea lichidului manometric, în kg/m³;
ρ — densitatea lichidului sau gazului care curge prin conductă, în kg/m³.

Deoarece coeficientul de debit al diafragmei α depinde de $\mathrm{Re} = \frac{wd}{\nu}$, iar valoarea lui Re nu se cunoaşte apriori, atunci la măsurarea debitului V, pentru α se ia o valoare medie din tabelul XV pentru un m dat. Apoi se calculează V, se determină valoarea lui Re, se recalculează α şi, dacă este necesar, se corectează calculul.

17. *Măsurarea debitului de lichid sau de gaz cu ajutorul tubului Pitot-Prandtl* (fig. 1-4).

Tubul Pitot-Prandtl se fixează exact în axul conductei şi cu ajutorul manometrului diferenţial legat de el se găseşte mărimea $\Delta p = H(\rho_M - \rho)g = \Delta p_d$. După aceea, se calculează viteza maximă (din ax) a curentului $w_{max} = \sqrt{2gH\frac{\rho_M - \rho}{\rho}}$, se determină $\mathrm{Re}_{max} = \frac{w_{max}d}{\nu}$ şi din grafic (fig. 1-2) se găseşte raportul w/w_{max} din care se calculează viteza medie w.

Debitul de lichid sau de gaz se determină după formula:

$$V = Sw$$

în care S este suprafaţa secţiunii transversale a conductei, în m².

18. *Puterea P (în kW) necesară pentru a acţiona o pompă sau un ventilator* se calculează cu formula:

$$P = \frac{V\Delta p}{1\,000\,\eta} = \frac{V\rho g H_M}{1\,000\,\eta} \qquad (1\text{-}33)$$

în care: V este debitul volumic de lichid sau de gaz, în m³/s;
Δp — diferenţa de presiune realizată de pompă sau de ventilator pentru transportul fluidului, egală cu suma rezistenţelor hidraulice ale reţelei*, în Pa;

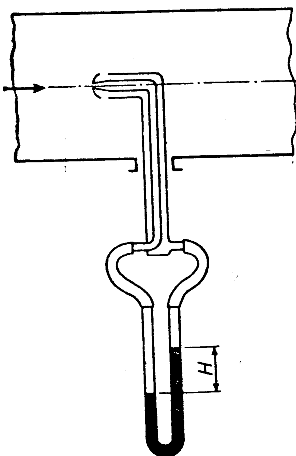


Fig. 1-4. Schiţa măsurării căderii de presiune cu ajutorul tubului Pitot-Prandtl.

* Se numeşte reţea sistemul de armături, aparate etc. prin care pompa sau ventilatorul transportă curentul de lichid sau de gaz. Presiunea imprimată de pompă fluidului se consumă în întregime pentru învingerea rezistenţelor hidraulice ale reţelei.

H_M — înălţimea de ridicare (manometrică) a pompei sau a ventilatorului, în m;
ρ — densitatea lichidului sau gazului, în kg/m³;
$g = 9{,}81$ m/s² — acceleraţia căderii libere;
η — randamentul total al pompei sau ventilatorului [v. formula (2-4)].

În cazul transportului lichidelor cu ajutorul pompelor, ecuaţia (1-33) se aplică pentru orice valori ale lui Δp. În transportul gazelor cu ventilatoare, ecuaţia (1-33) se aplică numai pentru $\Delta p < 0{,}981 \cdot 10^4$ Pa (adică mai mică decît 0,1 at). Dacă Δp pentru gaze este mai mare decît $0{,}981 \cdot 10^4$ Pa (suflante, compresoare), consumul de energie se calculează cu formule termodinamice (v. cap. 2).

Valoarea lui Δp se calculează ca sumă a următorilor termeni:

$$\Delta p = \Delta p_d + \Delta p_{fr} + \Delta p_{rl} + \Delta p_{st} + \Delta p_r \qquad (1\text{-}34)$$

în care: Δp_d este presiunea consumată pentru crearea vitezei curentului la ieşirea din reţea (viteza în spaţiul de aspiraţie este egală cu zero);
Δp_{fr} — pierderea de presiune pentru învingerea forţelor de frecare, pe porţiunile drepte ale conductei;
Δp_{rl} — pierderea de presiune pentru învingerea rezistenţelor locale;
$\Delta p_{st} = p_2 - p_1$ — diferenţa de presiune statică dintre spaţiul de refulare p_2 şi de aspiraţie p_1;
$\Delta p_r = \rho g h$ — presiunea consumată pentru ridicarea pe înălţimea h a lichidului.

19. *Presiunea consumată pentru crearea vitezei*:

$$\Delta p_d = \frac{w^2}{2}\rho \qquad (1\text{-}35)$$

în care: w este viteza curentului în conductă, în m/s;
ρ — densitatea lichidului sau gazului, în kg/m³.

20. *Pierderea de presiune pentru învingerea forţelor de frecare în conducte drepte şi canale.*

A. *În curgerea izotermă*

În acest caz temperatura lichidului sau gazului este constantă.

Formula de calcul este:

$$\Delta p_{fr} = \lambda \frac{L}{d_{ech}} \frac{w^2}{2}\rho \qquad (1\text{-}36)$$

sau sub formă criterială (la o rugozitate dată):

$$\mathrm{Eu} = C\,\mathrm{Re}^m\,\Gamma \qquad (1\text{-}37)$$

În aceste formule:

λ este coeficientul de frecare*, adimensional (valoarea lui, în general, depinde de regimul de curgere şi de rugozitatea peretelui ţevii e);

* În literatura anglo-saxonă în locul coeficientului de frecare λ se foloseşte coeficientul $4f$.

L — lungimea conductei, în m;
w — viteza curentului, în m/s;
ρ — densitatea lichidului sau gazului, în kg/m^3;
d_{ech} — diametrul echivalent al conductei, în m (pentru conducte cu secţiunea circulară $d_{ech} = d$);

$$\mathrm{Eu} = \frac{\Delta p_{fr}}{\rho w^2}; \quad \mathrm{Re} = \frac{w d_{ech} \rho}{\eta}; \quad \Gamma = \frac{L}{d_{ech}}.$$

Valorile coeficientului de frecare λ se determină cu datele din tabelul XII şi din figura 1-5* şi 1-6 sau cu formulele date în continuare.

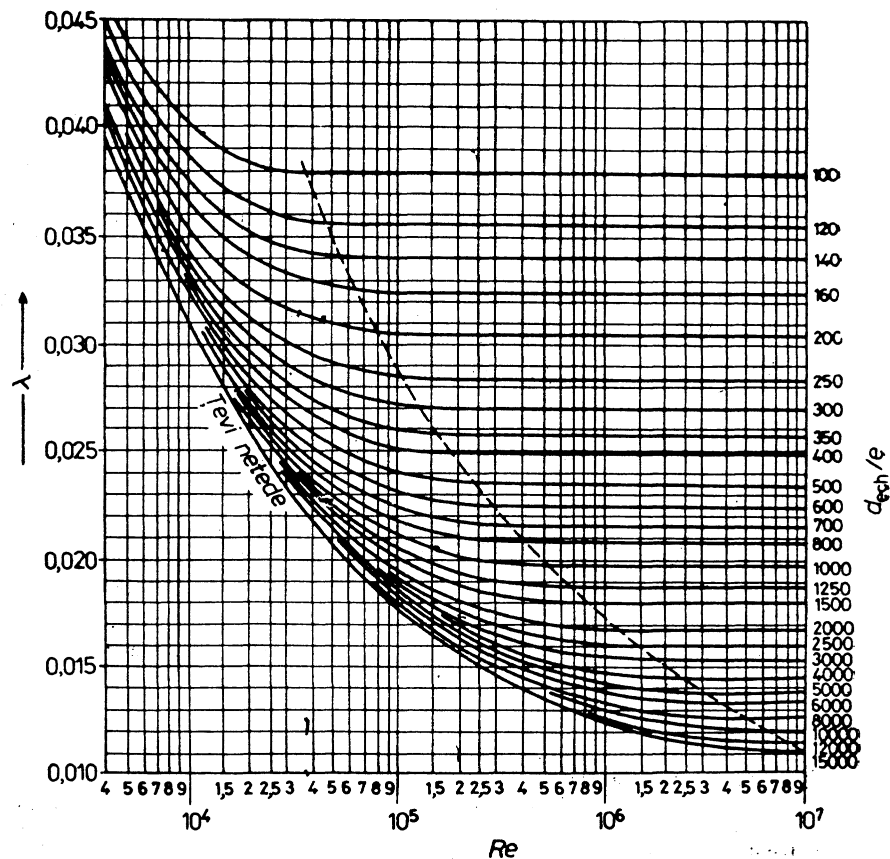


Fig. 1-5. Variaţia coeficientului de frecare λ în funcţie de criteriul Re şi de rugozitatea d_{ech}/e.

* În figura 1-5 este trasată punctat limita aşa-numitului domeniu de automodelare, în care coeficientul de frecare λ nu depinde de criteriul Re şi se determină numai după valoarea raportului d_{ech}/e.

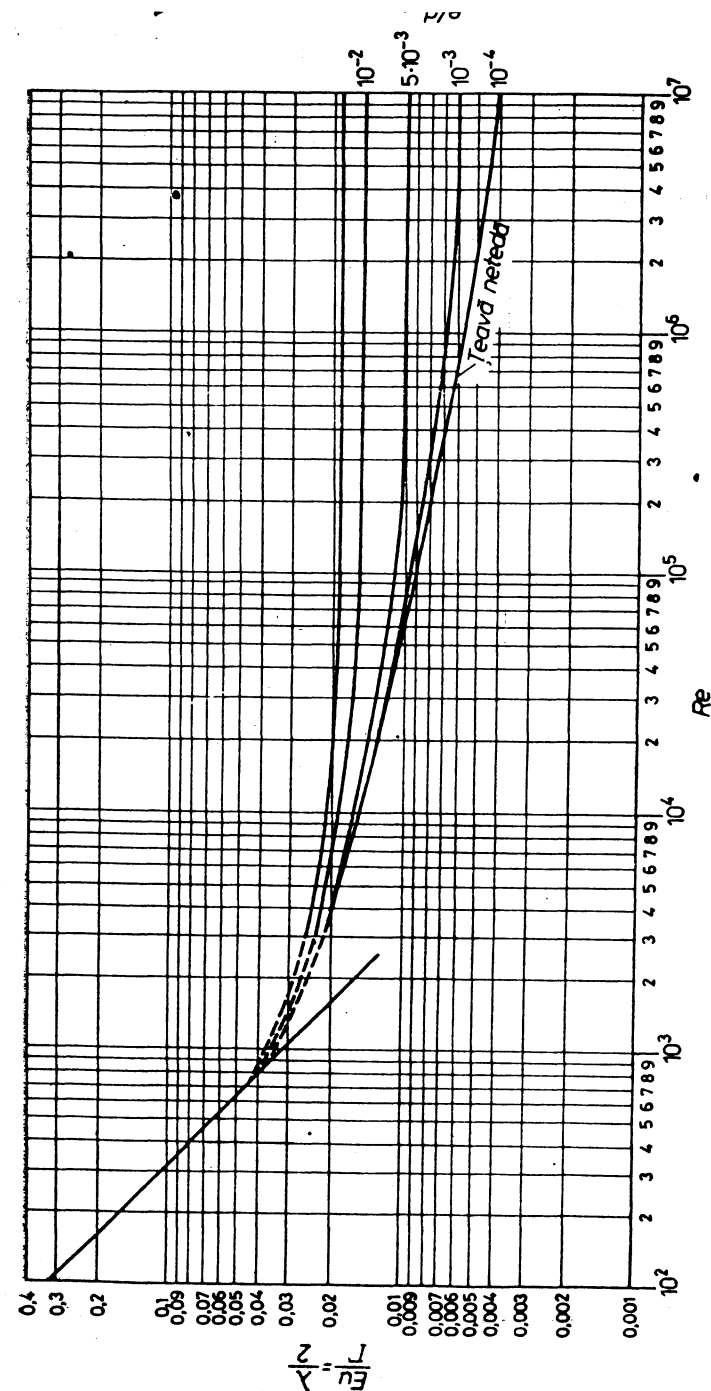


Fig. 1-6. Variaţia raportului Eu/Γ în funcţie de criteriul Re şi de rugozitatea relativă e/d_{ech}.

I. *Regim laminar de curgere* ($Re \leqslant 2\,300$)

Coeficientul λ nu depinde de rugozitatea pereților conductei, ci numai de Re:

pentru conducte cu secțiunea circulară:

$$\lambda = \frac{64}{Re}; \qquad (1\text{-}38)$$

pentru conducte de altă secțiune:

$$\lambda = \frac{A}{Re}. \qquad (1\text{-}38, a)$$

Valorile lui A pentru diverse forme ale secțiunii sînt date în tabelul XIV.

În regimul laminar de curgere izotermă a fluidelor pierderea de presiune datorită frecării se poate determina, de asemenea, cu formula lui Hagen-Poiseuille:

$$\Delta p_{fr} = 32\frac{L\eta w}{d^2} \qquad (1\text{-}39)$$

II. *Regim turbulent de curgere* ($Re > 2\,300$)

1. Țevi netede din punct de vedere hidraulic (de sticlă, de cupru, de plumb):

$$\lambda = \frac{0{,}316}{Re^{0{,}25}} \qquad (1\text{-}40)$$

Formula (1-40), a lui Blasius, se aplică pentru Re < 100 000.

2. Țevi rugoase din punct de vedere hidraulic (de oțel, de fontă).

Caracteristica țevilor rugoase din punct de vedere hidraulic este rugozitatea relativă, care este raportul înălțimii medii a asperităților e (numită rugozitate absolută) pe pereții țevii și al diametrului echivalent:

$$\varepsilon = \frac{e}{d_{ech}} \qquad (1\text{-}41)$$

Se folosește, de asemenea, și mărimea inversă (d_{ech}/e).

Valorile orientative ale rugozității absolute a țevilor e (în mm) sînt date în tabelul XII.

Formula pentru calculul coeficientului de frecare λ în conducte rugoase este:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2\lg\left[\frac{\varepsilon}{3{,}7} + \left(\frac{6{,}81}{Re}\right)^{0{,}9}\right] \qquad (1\text{-}42)$$

care se aplică și pentru domeniul de automodelare, dacă al doilea termen din paranteza dreaptă se egalează cu zero.

B. *În curgerea neizotermă*

În cazul curgerii neizoterme, cînd fluidul care curge prin țevi se încălzește sau se răcește, deci cînd temperatura peretelui țevii diferă de a lichidului, partea dreaptă a formulelor (1-38) și (1-40) se înmulțește cu un coeficient adimensional de corecție x [4-1]:

Pentru regimul laminar:

$$x = \left(\frac{Pr_p}{Pr_l}\right)^{1/3}\left[1 + 0{,}22\left(\frac{Gr_l Pr_l}{Re_l}\right)^{0{,}15}\right] \qquad (1\text{-}43)$$

Pentru curgerea turbulentă:

$$x = \left(\frac{Pr_p}{Pr_l}\right)^{1/3} \qquad (1\text{-}44)$$

în care: Re_l, Pr_l, Gr_l sînt criteriile lui Reynolds, Prandtl și Grashof (v.p 158) calculate pentru temperatura medie a lichidului;
Pr_p — criteriul lui Prandtl, calculat pentru lichid la temperatura peretelui țevii.

Deoarece pentru gaze valoarea criteriului Pr rămîne aproape constantă la variația temperaturii, rezultă că valoarea coeficientului x în formula (1-44) este egală cu unitatea.

Cu ridicarea temperaturii lichidelor, valoarea criteriului Pr se micșorează (fig. XIII). De aceea coeficientul de corecție $\left(\frac{Pr_p}{Pr_l}\right)^{1/3}$ la răcirea lichidului ($t_p < t_l$) este mai mare ca unitatea, iar la încălzire ($t_p > t_l$) mai mic decît unitatea.

21. *Pierderile de presiune prin frecare în conducte curbate*(serpentine) Δp_{serp} sînt mai mari decît prin conducte drepte Δp_{drept}:

$$\Delta p_{serp} = \Delta p_{drept} x \qquad (1\text{-}45)$$

Coeficientul adimensional de corecție $x > 1$ se calculează cu formula:

$$x = 1 + 3{,}54\frac{d}{D} \qquad (1\text{-}46)$$

în care: d este diametrul interior al conductei, în m;
D — diametrul spirei serpentinei (v. fig. 1-1).

22. *Pierderile de presiune pentru învingerea rezistențelor locale* (coturi, diafragme, dispozitive de închidere, lărgire sau îngustare bruscă și altele).

Pierderea de presiune pentru fiecare rezistență locală este suma a două rezistențe: de frecare și pierdere suplimentară cauzată de variația direcției sau a suprafeței secțiunii curentului. Deoarece în calculul rezistenței prin frecare Δp_{fr} se ține seama de toată lungimea conductei L (inclusiv lungimea rezistențelor locale), atunci Δp_{rl} în ecuația (1-34) reprezintă numai suma acestor pierderi suplimentare.

Calculul pierderii de presiune datorită rezistențelor locale se face după formula:

$$\Delta p_{rl} = \Sigma\zeta\frac{w^2}{2}\rho \qquad (1\text{-}47)$$

în care ζ este coeficientul rezistenței locale, adimensional (valorile pentru unele rezistențe locale sînt date în tabelul XIII).

Uneori se foloseşte altă metodă de calcul, conform căreia pierderea de presiune se determină prin egalarea rezistenţei locale cu o conductă dreaptă de lungime echivalentă :

$$\Delta p_{rl} = \lambda \frac{L_{ech}}{d} \frac{w^2}{2} \rho = \lambda n \frac{w^2}{2} \rho \tag{1-48}$$

în care : $L_{ech} = nd$ este lungimea echivalentă a unei conducte drepte, avînd aceeaşi rezistenţă hidraulică ca şi rezistenţa locală dată ;
n — coeficient numeric, adimensional, a cărui valoare este dată în literatură (de exemplu pentru robinet normal $n = 100...200$, pentru robinet în unghi drept $n = 10...20$).

23. *Dacă reţeaua este formată din conducte de secţiune constantă, viteza lichidului sau gazului este constantă pe lungimea conductei* şi rezistenţa hidraulică totală a reţelei Δp, în conformitate cu ecuaţia (1-34) va fi egală cu :

$$\Delta p = \frac{w^2}{2} \rho \left(1 + \frac{\lambda L}{d_{ech}} + \Sigma\zeta\right) + \rho g h_r + (p_2 - p_1) \tag{1-49}$$

sau după a doua metodă pentru calculul rezistenţelor locale :

$$\Delta p = \frac{w^2}{2} \rho \left[1 + \frac{\lambda(L + \Sigma L_{ech})}{d_{ech}}\right] + \rho g h_r + (p_2 - p_1) \tag{1-50}$$

24. *Rezistenţa hidraulică a unui fascicul de ţevi la curgerea perpendiculară a fluidului peste ele* (fig. 1-7).

— Fascicul cu ţevi nedecalate :

$$\mathrm{Eu} = b(3 + 4{,}5m)\left(\frac{s_1}{d}\right)^{-0{,}23} \mathrm{Re}^{-0{,}26} \tag{1-51}$$

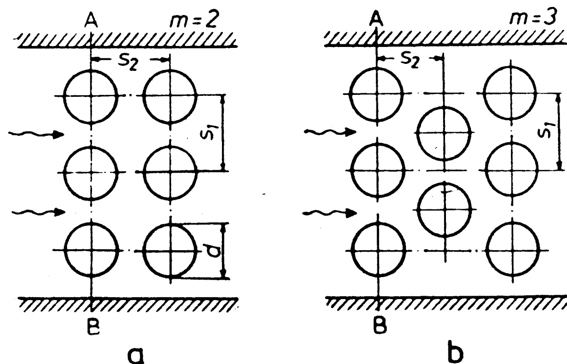


Fig. 1-7. Schema aranjării ţevilor într-un fascicul :
a — nedecalat ; *b* — decalat.

— Fascicul cu ţevi decalate :

pentru $\frac{s_1}{d} < \frac{s_2}{d}$

$$\mathrm{Eu} = b(2 + 3{,}3m)\mathrm{Re}^{-0{,}28} \tag{1-52}$$

pentru $\frac{s_1}{d} > \frac{s_2}{d}$

$$\mathrm{Eu} = b(2{,}7 + 1{,}7m)\mathrm{Re}^{-0{,}28} \tag{1-53}$$

În aceste formule :
b este coeficientul de corecţie care depinde de unghiul de atac φ (unghiul între axa conductei şi direcţia de mişcare a curentului, v. fig. 4-3) şi care se determină din tabelul 1-2 ;
m — numărul de rînduri de ţevi din fascicul în direcţia curgerii ;
d — diametrul exterior al ţevilor ;
s_1 şi s_2 — pasul transversal şi longitudinal (distanţa între axele ţevilor.

Viteza curentului se calculează pentru secţiunea cea mai îngustă a fasciculului AB ; valorile constantelor fizico-chimice se iau pentru temperatura medie a curentului. În criteriul Re se introduce diametrul exterior al ţevii.

Tabelul 1-2

$\varphi°$	90	80	70	60	50	40	30	10
b	1	1	0,95	0,83	0,69	0,53	0,38	0,15

25. *Rezistenţa hidraulică a schimbătoarelor de căldură cu ţevi şi cu manta.*

Atît pentru spaţiile din interiorul ţevilor (intratubulare) cît şi dintre ţevi (intertubulare) ale schimbătoarelor de căldură fără pereţi despărţitori (v. fig. 1-22) se foloseşte formula :

$$\Delta p = \lambda \frac{nL}{d_{ech}} \frac{w^2}{2} \rho + \Sigma\zeta \frac{w^2}{2} \rho \tag{1-54}$$

în care : L este lungimea unei treceri, în m ;
n — numărul de treceri.

Celelalte notaţii sînt aceleaşi ca în formulele precedente.

Valorile coeficienţilor ζ ale rezistenţelor locale din schimbătoarele de căldură cu ţevi cu manta au următoarele valori :

Spaţiul din ţevi (intratubular)

Intrarea sau ieşirea din cameră 1,5
Întoarcerea de 180° între treceri sau secţiuni 2,5
Intrarea în ţevi sau ieşirea din ele 1,0

Spaţiul dintre ţevi (intertubular)

Intrarea în spaţiul dintre ţevi sau ieşirea din el. 1,5
Întoarcerea de 180° peste un perete despărţitor în spaţiul dintre ţevi 1,5
Întoarcerea de 90° în spaţiul dintre ţevi 1,0

În prezenţa pereţilor despărţitori în spaţiul dintre ţevi (v. fig. 4-4) rezistenţa hidraulică în el se determină cu formulele (1-51)...(1-53). Se foloseşte de asemenea formula [0-4] :

$$\zeta = \frac{3m}{\mathrm{Re}^{0{,}2}}$$

în care m este numărul de rînduri de ţevi în direcţia curgerii.

Viteza fluidului în racorduri este de obicei apropiată de viteza în ţevi sau în spaţiul dintre ţevi. Dacă viteza în racorduri este mai mare, pierderile de presiune la intrarea şi ieşirea din schimbătorul de căldură se vor calcula la vitezele din racorduri.

26. *Rezistenţa hidraulică a umpluturilor din scrubere*

Rezistenţa hidraulică a unui strat de umplutură uscată (neudată) este dată de formula:

$$\Delta p_{usc} = \lambda \frac{H}{d_{ech}} \frac{w_g^2}{2} \rho \qquad (1\text{-}55)$$

în care: λ este coeficientul de rezistenţă la trecerea gazului prin stratul de umplutură;
H — înălţimea stratului de umplutură, în m;
d_{ech} — diametrul echivalent, în m;
w_g — viteza gazului în secţiunea liberă a umpluturii (viteza reală), în m/s;
ρ — densitatea gazului, în kg/m³.

Diametrul echivalent se poate exprima prin caracteristicile umpluturii: volumul liber V_l, în m³/m³ şi suprafaţa specifică σ, m²/m³:

$$d_{ech} = \frac{4S_l}{P} = \frac{4\dfrac{HS_l}{V}}{\dfrac{PH}{V}} = 4\frac{V_l}{\sigma} \qquad (1\text{-}56)$$

în care: S_l este suprafaţa secţiunii libere a scruberului, în m²;
P — perimetrul mediu al secţiunii libere, în m;
V — volumul total ocupat de stratul de umplutură de înălţime H (inclusiv golurile din umplutură), în m³.

Viteza reală w_g a gazului în secţiunea liberă a scruberului este legată de viteza fictivă a gazului w_f (raportată la toată secţiunea aparatului) prin relaţia:

$$w_g = \frac{w_f}{V_l} \qquad (1\text{-}57)$$

După datele lui N. M. Javoronkov, pentru umpluturi din inele aşezate neregulat:

pentru $Re_g < 40$

$$\lambda = \frac{140}{Re_g} \qquad (1\text{-}58)$$

pentru $Re_g > 40$

$$\lambda = \frac{16}{Re_g^{0,2}} \qquad (1\text{-}59)$$

în care $Re_g = \dfrac{w_g d_{ech} \rho}{\eta} = \dfrac{4 w_f \rho}{\sigma \eta}$

Calculul rezistenţei hidraulice a umpluturii udate este mult mai complicat — v. formulele şi graficele din [6-1] şi [6-2].

27. *Rezistenţa hidraulică a coloanelor cu talere.*

Rezistenţa Δp a unui taler cu barbotare se calculează ca suma a trei termeni:

$$\Delta p = \Delta p_{usc} + \Delta p_\sigma + \Delta p_{gl} \qquad (1\text{-}60)$$

în care: Δp_{usc} este rezistenţa talerului uscat;
Δp_σ — rezistenţa datorită forţelor tensiunii superficiale;
Δp_{gl} — rezistenţa stratului gaz-lichid de pe taler.

Rezistenţa talerului uscat:

$$\Delta p_{usc} = \zeta \frac{w_0^2}{2} \rho_g \qquad (1\text{-}61)$$

în care: w_0 este viteza gazului între crestăturile clopotului sau în găurile talerului, în m/s;
ρ_g — densitatea gazului, în kg/m³;
ζ — coeficientul de rezistenţă egal cu:

pentru talere cu clopote	4,5—5,0
pentru talere cu sită:	
cu secţiunea liberă a ochiurilor 7—10%	1,82
cu secţiunea liberă a ochiurilor 11—25%	1,45
pentru talere cu grătare	1,4—1,5

Rezistenţa cauzată de tensiunea superficială se exprimă prin:

$$\Delta p_\sigma = \frac{4\sigma}{d_{ech}} \qquad (1\text{-}62)$$

în care: σ este tensiunea superficială, în N/m;
d_{ech} — diametrul echivalent al crestăturilor, în m; pentru talere cu clopote $d_{ech} = \dfrac{4S}{P}$ (S este suprafaţa secţiunii libere a crestăturilor, iar P perimetrul crestăturilor), pentru talere cu sită şi cu gratare găurite d_{ech} este egal cu diametrul ochiului, iar pentru talere cu grătare cu bare d_{ech} este egal cu dublul lăţimii dintre bare.

Rezistenţa stratului gaz-lichid (la aceleaşi viteze a gazului care se folosesc în coloanele de transfer de masă cu talere — v. cap. 6 şi 7):

a) la talerul cu clopote:

$$\Delta p_{gl} = 1{,}3 k \rho_l \left(l + \frac{e}{2} + \Delta h\right) g \qquad (1\text{-}63)$$

în care: g este acceleraţia căderii libere, în m/s²;
k — densitatea relativă a stratului de gaz-lichid (de spumă; în calcule se ia aproximativ $k = 0{,}5$;
ρ_l — densitatea lichidului, în kg/m³;
l — distanţa de la marginea superioară a crestăturii la pragul preaplinului, în m;

e — înălţimea crestăturii, în m;
Δh — înălţimea nivelului lichidului deasupra pragului preaplinului, în m.

b) la talerul cu sită:

$$\Delta p_{gl} = 1{,}3gk\rho_l(h_p + h) \quad (1\text{-}64)$$

în care h_p este înălţimea pragului preaplinului, în m (v. fig. 7-18).

Mărimea Δh se determină cu formula curgerii peste baraj, ţinînd seama de densitatea spumei:

$$\Delta h = \left(\frac{V_l}{1{,}85\ pk}\right)^{2/3} \quad (1\text{-}65)$$

în care: V_l este debitul de lichid, în m³/s;
p — perimetrul preaplinului, în m;
k — 0,5 (v. mai sus).

1.2. EXEMPLE

Exemplul 1-1. Densitatea relativă a ţiţeiului este 0,89. Să se exprime densitatea ţiţeiului în unităţi SI şi în unităţi MKfS.

Rezolvare. 1) în sistemul SI. Conform relaţiei (1-2), $d = \rho/\rho_a = \frac{\gamma}{\gamma_a}$

deci:

$$\rho = 0{,}89 \cdot 1\,000 = 890 \text{ kg/m}^3$$

2) în MKfS:

$$\gamma = d\gamma_a = 0{,}89 \cdot 1\,000 = 890 \text{ kgf/m}^3.$$

Din ecuaţia (1-1):

$$\rho = \frac{\gamma}{g} = \frac{890}{9{,}81} = 90{,}6 \text{ kgf}\cdot\text{s}^2/\text{m}^4.$$

Exemplul 1-2. Să se determine în unităţi SI densitatea bioxidului de azot la $p = 10$ at şi $t = 20$°C. Presiunea atmosferică este 760 mm Hg (1,03 ata).

Rezolvarea. Din ecuaţia (1-5):

$$\rho = \frac{M \cdot 273p}{22{,}4 \cdot 293p_0} = \frac{46 \cdot 273 \cdot 11{,}03}{22{,}4 \cdot 293 \cdot 1{,}03} = 20{,}5 \text{ kg/m}^3.$$

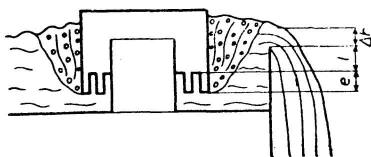


Fig. 1-8. Schiţa unui taler cu clopote.

Exemplul 1-3. Să se determine densitatea aerului sub un vid de 440 mm Hg la −40°C.

Rezolvare. Masa molară a aerului (79% azot şi 21% oxigen, în vol.):

$$M = 0{,}79 \cdot 28 + 0{,}21 \cdot 32 = 28{,}8 \text{ kg/kmol}$$

Din formula (1-5):

$$\rho = \frac{M}{22{,}4} \cdot \frac{273p}{Tp_0} = \frac{28{,}8 \cdot 273(760-440)}{22{,}4 \cdot 233 \cdot 760} = 0{,}615 \text{ kg/m}^3.$$

Exemplul 1-4. Prin ţevile unui schimbător de căldură tubular cu o singură trecere (numărul de ţevi $n = 121$, diametrul exterior al ţevii 38 mm, grosimea peretelui 2 mm) circulă aer la temperatura medie 50°C şi presiunea manometrică 2 at cu viteza 9 m/s. Presiunea barometrică 740 mm Hg. Să se determine: a) debitul masic de aer; b) debitul volumic de aer în condiţiile de lucru; c) debitul volumic de aer în condiţii normale.

Rezolvare. Densitatea aerului în condiţii normale $\rho_0 = 1{,}293$ kg/m³ (tabelul V).

Presiunea de lucru (absolută):

$$p = p_{bar} + p_s = 740 \cdot 133{,}3 + 98\,100 \cdot 2 = 294\,800 \text{ Pa}$$

sau: $p = p_{bar} + p_s = 740 + 735 \cdot 2 = 2\,210$ mm Hg.

Relaţii între unităţile de măsură sînt date în tabelul LVIII.

Densitatea aerului în condiţii de lucru:

$$\rho = \rho_0 \frac{pT_0}{p_0T} = 1{,}293 \frac{294\,800 \cdot 273}{101\,300(273 + 50)} = 3{,}18 \text{ kg/m}^3$$

sau

$$\rho = \rho_0 \frac{pT_0}{p_0T} = 1{,}293 \frac{2\,210 \cdot 273}{760(273 + 50)} = 3{,}18 \text{ kg/m}^3.$$

Debitul masic de aer conform formulei (1-18):

$$M = V\rho = wS\rho = wn \cdot 0{,}785d^2\rho = 9 \cdot 121 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}034^2 \cdot 3{,}18 = 3{,}14 \text{ kg/s}.$$

Debitul volumic de aer în condiţiile de lucru:

$$V = \frac{M}{\rho} = \frac{3{,}14}{3{,}18} = 0{,}99 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Debitul volumic de aer în condiţii normale:

$$V_a = \frac{M}{\rho_0} = \frac{3{,}14}{1{,}293} = 2{,}43 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Exemplul 1-5. Într-un rezervor deschis se găseşte un lichid cu densitatea relativă 1,23. Un manometru legat într-un punct oarecare la peretele rezervorului indică presiunea $p = 0{,}31$ at. La ce înălţime deasupra punctului dat se găseşte nivelul lichidului din rezervor?

Rezolvare. Înălţimea nivelului lichidului din rezervor deasupra punctului de legare a manometrului se determină din ecuaţia (1-7):

$$h = \frac{p - p_0}{\rho g}.$$

Conform condiţiilor din problemă:

$$p - p_0 = 0{,}31 \text{ at} = 0{,}31 \cdot 10^4 \cdot 9{,}81 \text{ Pa}.$$

Densitatea lichidului este:

$$\rho = 1{,}23 \cdot 1\,000 = 1\,230 \text{ kg/m}^3$$

de unde:

$$h = \frac{0{,}31 \cdot 10^4 \cdot 9{,}81}{1\,230 \cdot 9{,}81} = 2{,}52 \text{ m}.$$

Exemplul 1-6. Vacuummetrul de la un condensator barometric indică un vid de 60 cm Hg. Presiunea barometrică este 748 mm Hg.

Să se determine: a) presiunea absolută din condensator în Pa şi în at; b) la ce înălţime H se ridică apa în tubul barometric (fig. 1-9).

Rezolvare. a) presiunea absolută în condensator este:

$$p = 748 - 600 = 148 \text{ mm Hg} = 148 \cdot 133{,}3 = 19\,700 \text{ Pa} =$$

$$= \frac{19\,700}{10^4 \cdot 9{,}81} = 0{,}201 \text{ at};$$

b) înălţimea coloanei de apă în tubul barometric se află din ecuaţia:

$$H = \frac{p_{bar} - p}{\rho g} = \frac{600 \cdot 133{,}3}{1\,000 \cdot 9{,}81} = 8{,}16 \text{ m}.$$

Exemplul 1-7. Un manometru în formă de U, umplut cu mercur, este legat la două puncte ale unei conducte orizontale. Diferenţa de nivel a mercurului din manometru este 26 mm. Ce diferenţă de presiune este între cele două puncte, dacă prin conductă trece: a) apă; b) aer la 20°C şi presiunea atmosferică?

Rezolvare. Din condiţia egalităţii presiunii la nivelul $a-a$ din stînga şi din dreapta (fig. 1-10):

$$p_1 + h_1\rho g = p_2 + h_2\rho g + h\rho_M g$$

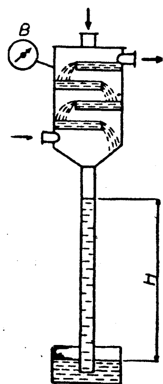


Fig. 1-9. Schiţa la exemplul 1-6.

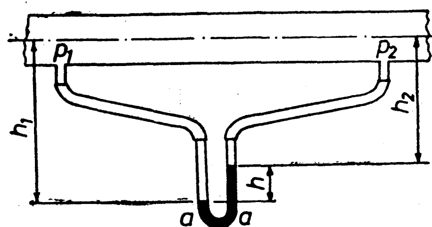


Fig. 1-10. Schiţa la exemplul 1-7.

se obţine, înlocuind pe h_2 cu $(h_1 - h)$:

$$p_1 - p_2 = h(\rho_M - \rho)g$$

în care: ρ este densitatea lichidului din conductă şi din tuburile de legătură;

ρ_M — densitatea lichidului manometric.

Din condiţiile problemei $h = 0{,}026$ m, $\rho_M = 13\,600$ kg/m³.

a) pentru apă:

$$\rho = 1\,000 \text{ kg/m}^3$$

$$p_1 - p_2 = 0{,}026(13\,600 - 1\,000)9{,}81 = 3\,220 \text{ Pa}$$

b) pentru aer:

$$\rho = \frac{29 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 293} = 1{,}2 \text{ kg/m}^3$$

$$p_1 - p_2 = 0{,}026(13\,600 - 1{,}2)9{,}81 \approx 0{,}026 \cdot 13\,600 \cdot 9{,}81 = 3\,470 \text{ Pa}.$$

Din ultima egalitate rezultă că, la măsurarea diferenţei de presiune în curenţi de gaze cu manometre diferenţiale cu lichid, se poate neglija corecţia pentru densitatea gazului (la presiuni apropiate de cea atmosferică densitatea gazului este foarte mică în comparaţie cu densitatea lichidului).

Exemplul 1-8. Clopotul unui rezervor de gaze umede pentru azot, cu diametrul de 6 m, cîntăreşte cu balastul suplimentar 2 900 kgf (fig. 1-11). Neglijînd „pierderea" în greutate a părţii clopotului scufundat în apă, să se determine presiunea gazului cînd rezervorul este plin.

Rezolvare. Suprafaţa proiecţiei orizontale a clopotului este:

$$0{,}785 \cdot 6^2 = 28{,}2 \text{ m}^2.$$

Presiunea în rezervorul de gaze va fi:

$$p_s = \frac{2\,900 \cdot 9{,}81}{28{,}2} = 1\,010 \text{ Pa}$$

sau

$$\frac{1\,010}{9{,}81 \cdot 10^4} \approx 0{,}01 \text{ at}.$$

Exemplul 1-9. Să se determine viscozitatea cinematică a bioxidului carbon la $t = 30$°C şi $p = 5{,}28$ at.

Rezolvare. Neglijînd variaţia viscozităţii cu presiunea, se găseşte din grafic (fig. VI) pentru bioxidul de carbon la 30°C:

$$\eta = 0{,}015 \text{ cP} = 0{,}015 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}.$$

Densitatea bioxidului de carbon este:

$$\rho = \frac{44 \cdot 273 \cdot 5{,}28}{22{,}4 \cdot 303 \cdot 1{,}033} = 9{,}05 \text{ kg/m}^3$$

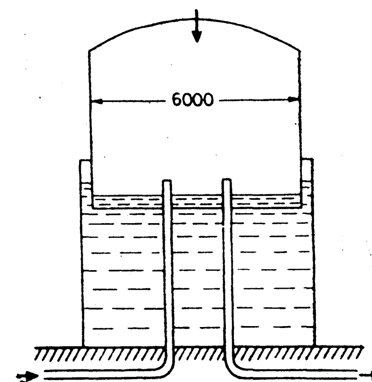


Fig. 1-11. Schiţa la exemplul 1-8.

Viscozitatea cinematică este :

$$\nu = \frac{\eta}{\rho} = \frac{0,015 \cdot 10^{-3}}{9,05} = 1,66 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}.$$

Exemplul 1-10. Presupunînd lipsa datelor experimentale, să se calculeze cu aproximaţie viscozitatea nitrobenzenului ($C_2H_5NO_2$) la 20°C.

Rezolvare. Se întrebuinţează formula empirică (1-10). Masa molară a nitrobenzenului este 123 kg/kmol, iar densitatea 1 200 kg/m³ (tabelul III).

Se calculează suma constantelor atomice ΣAn (tabelul IX) :

$$\Sigma An = 6 \cdot 50,2 + 5 \cdot 2,7 + 1 \cdot 37 + 2 \cdot 29,7 = 411,1.$$

Se calculează suma corecţiilor de structură Σp din tabelul X, cu ajutorul punctelor 1, 3, 4 şi 16 :

$$\Sigma p = 3(-15,5) + 1(-21,0) + 1(-17,0) + (1-16,4) = -100,9$$

$$K = \Sigma An + \Sigma p = 411,1 - 100,9 = 310,2$$

În continuare :

$$\lg(\lg \eta) = K\frac{\rho}{1\,000\,M} - 2,9 = 310,2\frac{1\,200}{1\,000 \cdot 123} - 2,9 = 0,216$$

Din nomograma (fig. I) se obţine :

$$\eta = 2,15 \text{ cP} = 2,15 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s},$$

care corespunde cu datele experimentale (fig. V).

Exemplul 1-11. Să se determine viscozitatea gazelor de ardere care au următoarea compoziţie : CO_2 — 16% ; O_2 — 5% ; N_2 — 79% volumice. Temperatura gazelor este 400°C, iar presiunea $p = 1$ at.

Rezolvare. Din nomograma (fig. IV) se găseşte viscozitatea componenţilor amestecului. La temperatura de 400°C :

$$\eta_{CO_2} = 0,035 \text{ cP} ; \ \eta_{O_2} = 0,039 \text{ cP} ; \ \eta_{N_2} = 0,0335 \text{ cP}.$$

Pentru calculul viscozităţii amestecului se foloseşte formula (1-11) :

$$\frac{M_{am}}{\eta_{am}} = \frac{0,16 \cdot 44}{0,035} + \frac{0,05 \cdot 32}{0,039} + \frac{0,79 \cdot 28}{0,0335} = 902$$

Masa molară a amestecului este :

$$M_{am} = 0,16 \cdot 44 + 0,05 \cdot 32 + 0,79 \cdot 28 = 30,8 \text{ kg/mol}$$

Viscozitatea amestecului va fi :

$$\eta_{am} = \frac{30,8}{902} = 0,034 \text{ cP} = 0,034 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}.$$

Exemplul 1-12. Să se determine viscozitatea cinematică, la 84 K şi $p = 1$ at, a unui lichid avînd compoziţia : 70% mol oxigen şi 30% mol azot.

Rezolvare. Considerînd că oxigenul şi azotul lichid aparţin clasei lichidelor perfecte, viscozitatea amestecului se calculează cu formula (1-14).

La 84 K viscozitatea oxigenului lichid este $\eta_1 = 22,6 \cdot 10^{-5}$ Pa·s, iar a azotului lichid este $\eta_2 = 11,8 \cdot 10^{-5}$ Pa·s. În aceste condiţii :

$$\lg \eta_{am} = x_1 \lg \eta_1 + x_2 \lg \eta_2 = 0,7 \lg(22,6 \cdot 10^{-5}) + 0,3 \lg(11,8 \cdot 10^{-5}) = \bar{6},2694$$

de unde : $\eta_{am} = 18,6 \cdot 10^{-5}$ Pa·s.

Conţinutul în procente masice al componenţilor din amestec este :

$$\text{oxigen } x_1 = \frac{0,7 \cdot 32}{0,7 \cdot 32 + 0,3 \cdot 28} = 0,727$$

$$\text{azot } x_2 = \frac{0,3 \cdot 28}{0,7 \cdot 32 + 0,3 \cdot 28} = 0,273$$

Densităţile componenţilor sînt :

oxigen lichid $\rho_1 = 1\,180$ kg/m³

azot lichid $\rho_2 = 780$ kg/m³

Densitatea amestecului după ecuaţia (1-3) :

$$\rho_{am} = \frac{1}{\frac{0,727}{1\,180} + \frac{0,273}{780}} = 1\,030 \text{ kg/m}^3$$

Viscozitatea cinematică a amestecului este :

$$\nu_{am} = \frac{\eta_{am}}{\rho_{am}} = \frac{18,6 \cdot 10^{-5}}{1\,030} = 0,18 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}.$$

Exemplul 1-13. Să se calculeze viscozitatea unei suspensii de benzidină în apă, obţinută într-un vas în care la 10 m³ apă se adaugă 1 t benzidină. Temperatura suspensiei 20°C, iar densitatea relativă a fazei solide 1,2.

Rezolvare. Volumul fazei solide este :

$$V = \frac{G}{\rho} = \frac{1\,000}{1\,200} = 0,833 \text{ m}^3$$

Concentraţia volumică a fazei solide în suspensie este :

$$\varphi = \frac{0,833}{10 + 0,833} = 0,077 \text{ m}^3/\text{m}^3.$$

La 20°C viscozitatea apei este 1 cP (tabelul VI). Viscozitatea suspensiei calculată cu formula (1-15) este :

$$\eta_s = \eta_l(1 + 2,5\varphi) = 1(1 + 2,5 \cdot 0,077) = 1,19 \text{ cP} = 1,19 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}.$$

Calculată cu formula (1-15, *a*) va fi :

$$\eta_s = \eta_l \frac{0,59}{(0,77 - \varphi)^2} = \frac{1 \cdot 0,59}{(0,77 - 0,077)^2} = 1,23 \text{ cP} = 1,23 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}.$$

Exemplul 1-14. Se ştie că viscozitatea clorbenzenului la 20°C este 0,9 cP, iar la 50°C este 0,6 cP. Să se determine viscozitatea clorbenzenului la 70°C.

Rezolvare. Ca lichid standard se alege apa. Se determină temperaturile lichidului standard la care viscozitatea este egală cu 0,9 şi 0,6 cP.

Viscozitatea apei, egală cu 0,9 cP, corespunde temperaturii de 25°C, iar viscozitatea de 0,6 cP temperaturii de 45°C (tabelul VI).

Prin urmare constanta ecuației (1-16) va fi :

$$K = \frac{t_{\eta_2} - t_{\eta_1}}{\theta_{\eta_2} - \theta_{\eta_1}} = \frac{50 - 20}{45 - 25} = \frac{30}{20} = 1{,}5$$

Se calculează apoi temperatura apei la care viscozitatea ei este egală cu viscozitatea clorbenzenului la 70°C, folosind ecuația :

$$1{,}5 = \frac{70 - 20}{\theta_{\eta_3} - 25}$$

de unde $\theta_{\eta_3} = 58{,}4$°C.

Viscozitatea apei la această temperatură se găsește prin interpolare :

$$\eta_3 = 0{,}48 \text{ cP},$$

adică viscozitatea clorbenzenului la 70°C este 0,48 cP.

Dacă pentru comparație se folosește direct nomograma (fig. V), se obține $\eta = 0{,}46$ cP $= 0{,}46 \cdot 10^{-3}$ Pa·s.

Exemplul 1-15. Viscozitatea unui lichid are următoarele valori :

la $t = 34$°C	0,554 Pa·s
la $t = 28$°C	0,934 Pa·s
la $t = 25$°C	1,42 Pa·s
la $t = 20$°C	2,09 Pa·s

Să se determine viscozitatea acestui lichid la $t + 16$°C.

Rezolvare. Se va folosi regula liniarității, admițînd glicerina ca lichid de referință. Variația viscozității glicerinei cu temperatura $\eta_{gl} = f(\theta)$ este dată în figura 1-12 (curba AB). Cu această curbă se află temperatura θ a glicerinei :

la $\eta_{gl} = 0{,}551$ Pa·s	32°C
la $\eta_{gl} = 0{,}934$ Pa·s	26°C
la $\eta_{gl} = 1{,}42$ Pa·s	21°C
la $\eta_{gl} = 2{,}09$ Pa·s	16°C

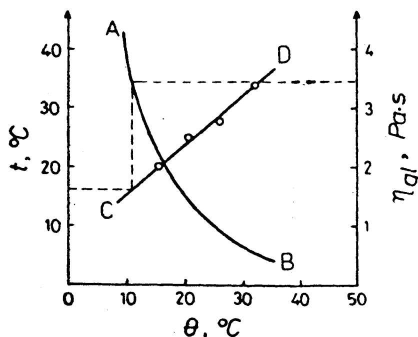


Fig. 1-12. Schița la exemplul 1-15.

Reprezentînd grafic variația temperaturii t a lichidului în funcție de temperatura θ a glicerinei la valori egale ale viscozității, se obține dreapta CD. Apoi se află, după cum arată linia întreruptă, că viscozitatea căutată a lichidului la $t = 16$°C, egală cu viscozitatea glicerinei la $\theta = 11$°C, este 3,46 Pa·s.

Exemplul 1-16. Țevile de oțel ale unui schimbător de căldură au diametrul 76×3 mm (primul număr reprezintă diametrul exterior al țevii, al doilea grosimea peretelui țevii). Prin țevi trece un gaz la presiunea atmosferică. Să se determine diametrul țevilor cînd este folosit același gaz însă la presiunea $p = 5$ at, dacă viteza gazului rămîne aceeași și dacă debitul masic al gazului și numărul de țevi rămîn neschimbate.

Rezolvare. La presiunea $p = 5$ at densitatea gazului, conform formulei (1—5) va fi de 6 ori mai mare decît la presiunea atmosferică.

Dacă debitul masic al gazului :

$$G = V\rho = wS\rho$$

trebuie să rămînă neschimbat, rezultă că :

$$w_1 n_1 0{,}785 d_1^2 \rho_1 = w_2 n_2 0{,}785 d_2^2 \rho_2$$

Înlocuind $w_2 = w_1$, $n_2 = n_1$, $\rho_2 = 6\rho_1$, $d_1 = 0{,}07$ m, se obține :

$$0{,}07^2 = 6d_2^2$$

de unde

$$d_2 = \sqrt{\frac{0{,}07^2}{6}} = 0{,}0286 \text{ m} \approx 29 \text{ mm}.$$

Exemplu 1-17. Să se determine regimul de curgere al unui lichid în spațiul intertubular al unui schimbător de căldură de tip „țeavă în țeavă" (fig. 1-13), în următoarele condiții : țeava interioară a schimbătorului de căldură are diametrul 25 × 2 mm, iar cea exterioară 51 × 2,5 mm ; debitul masic al lichidului este 3 730 kg/h, densitatea lichidului 1 150 kg/m³, viscozitatea 1,2 cP.

Rezolvare. Se calculează viteza lichidului cu ecuația debitului :

$$w = \frac{V}{S} = \frac{3\,730}{1\,150 \cdot 3\,600 \cdot 0{,}785(0{,}046^2 - 0{,}025^2)} = 0{,}77 \text{ m/s}.$$

Diametrul echivalent al secțiunii inelare se determină cu formula (1-24) :

$$d_{ech} = \frac{4S}{P} = \frac{4\pi(D^2 - d^2)}{\pi 4(D + d)} = D - d = 0{,}046 - 0{,}025 = 0{,}021 \text{ m}$$

în care : D este diametrul interior al țevii exterioare, în m ;
d — diametrul exterior al țevii interioare, în m.

Viscozitatea lichidului este

$$\eta = 1{,}2 \cdot 10^{-3} \text{ Pa·s}.$$

Valoarea criteriului Reynolds este :

$$\text{Re} = \frac{w d_{ech} \rho}{\eta} = \frac{0{,}77 \cdot 0{,}021 \cdot 1\,150}{1{,}2 \cdot 10^{-3}} = 15\,500$$

deci regimul este turbulent.

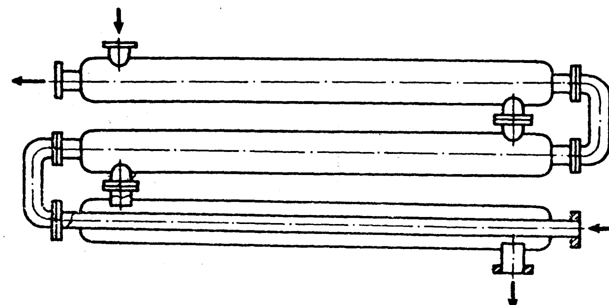


Fig. 1-13. Schița la exemplul 1-17.

Exemplul 1-18. Să se afle viteza critică a fluidului care curge printr-o conductă dreaptă de diametru 51 × 2,5 mm pentru :

a) aer la 20°C și presiunea 1 at și

b) ulei mineral cu viscozitatea $\eta = 35$ cP și densitatea relativă 0,963.

Rezolvare. Fluidul are viteza critică la $Re_{cr} = 2\,300$; prin urmare din ecuația (1-21) se deduce :

$$w_{cr} = \frac{2\,300\,\eta}{d\rho}$$

a) pentru aer :

$$w_{cr} = \frac{2\,300 \cdot 0{,}018 \cdot 10^{-3}}{0{,}046 \cdot 1{,}2} = 0{,}75 \text{ m/s}$$

în care : 0,018 este viscozitatea aerului la 20°C (fig. VI), în cP ;
1,2 — densitatea aerului la 20°C și $p = 1$ ata, conform formulei (1-5), în kg/m³.

b) pentru uleiul mineral :

$$w_{cr} = \frac{2\,300 \cdot 35 \cdot 10^{-3}}{0{,}046 \cdot 963} = 1{,}8 \text{ m/s.}$$

Exemplul 1-19. O conductă cu diametrul 200 mm își îngustează secțiunea pînă la un diametru de 100 mm (fig. 1-14). Prin conductă circulă gaz metan la 30°C cu un debit de 1 700 m³/h (socotiți în condiții normale). Pe porțiunea mai largă a conductei, înainte de îngustare, este fixat un manometru cu apă în U, care comunică cu atmosfera și care arată un plus de presiune de 40 mm H_2O. Ce presiune va indica același manometru în porțiunea îngustă a conductei ? În calcule se vor neglija pierderile de presiune. Presiunea atmosferică este 760 mm Hg.

Rezolvare. Considerînd densitatea metanului în porțiunea de conductă între punctele de racordare a manometrului ca fiind aproximativ constantă (ceea ce se verifică la sfîrșitul calculului), se stabilește ecuația Bernoulli pentru un fluid necompresibil :

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}$$

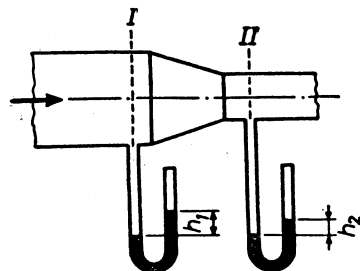


Fig. 1-14. Schița la exemplul 1-19.

din care se găsește :

$$p_1 - p_2 = \frac{w_2^2 - w_1^2}{2}\,\rho$$

Se determină apoi viteza metanului în secțiunile I și II, considerînd că presiunea în conductă este aproximativ egală cu cea atmosferică :

$$w_1 = \frac{1\,700 \cdot 303}{3\,600 \cdot 273 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}2^2} = 16{,}7 \text{ m/s}$$

Conform ecuației (1-20) :

$$w_2 = w_1 \frac{S_1}{S_2} = 16{,}7 \left(\frac{200}{100}\right)^2 = 66{,}8 \text{ m/s}$$

Se calculează apoi densitatea metanului :

$$\rho = \frac{MT_0}{22{,}4T} = \frac{16 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 303} = 0{,}645 \text{ kg/m}^3$$

Folosind valorile calculate se află diferența de presiune :

$$p_1 - p_2 = \frac{(66{,}8^2 - 16{,}7^2)0{,}645}{2} = 1\,354 \text{ Pa}$$

sau

$$\frac{1\,354}{9{,}81} = 138 \text{ mm } H_2O$$

de unde :

$$p_2 = p_1 - 138 = 40 - 138 = -98 \text{ mm } H_2O,$$

adică presiunea în secțiunea II este mai mică decît în secțiunea I cu 138 mm H_2O și manometrul va arăta în secțiunea II un vid egal cu 98 mm H_2O.

Presiunea absolută în secțiunea I a conductei este :

$$10\,330 + 40 = 10\,370 \text{ mm } H_2O = 1{,}037 \text{ at} = 0{,}1017 \text{ MPa}$$

iar în secțiunea II :

$$10\,330 - 98 = 10\,232 \text{ mm } H_2O = 1{,}023 \text{ at} = 0{,}1003 \text{ MPa}$$

Admițînd în calculul vitezelor și a densității metanului că presiunea în conductă este constantă, se introduce o eroare care nu depășește :

$$\frac{1{,}037 - 1{,}023}{1{,}023}\,100 \approx 1{,}4\%$$

Exemplul 1-20. În fig. 1-15 este reprezentat așa numitul vas Mariotte, care constă dintr-un rezervor închis, din care lichidul se poate scurge prin țeava *A*. Țeava *B* comunică la partea de sus cu atmosfera. La scurgerea lichidului prin țeava *A*, în partea superioară a rezervorului se formează un vid, care conduce la aspirarea de aer din atmosferă prin țeava *B*. Datorită acestui fapt, la nivelul *H* în rezervor va fi totdeauna o presiune egală cu cea atmosferică, indiferent de cantitatea de lichid din rezervor, iar scurgerea lichidului va avea loc sub presiune constantă atît timp cît nivelul său nu scade sub *H*. Pe baza datelor indicate în fig. 1-15 (în mm), să se determine viteza de scurgere a apei și timpul în care

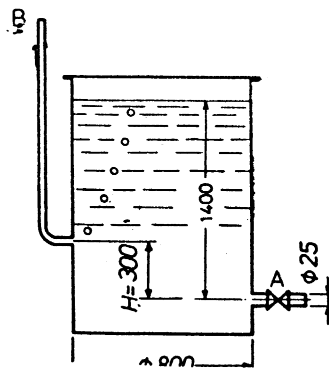


Fig. 1-15. Schița la exemplul 1-20.

nivelul ei va scădea de la cel inițial (1 400 mm) în valoarea H (300 mm). Coeficientul de viteză $\varphi = 0,82$, iar coeficientul de contracție a vînei de lichid $\varepsilon = 1$.

Rezolvare. Cu ajutorul formulei (1-28) pentru $p_0 = p$, se determină viteza de scurgere a lichidului:

$$w = \varphi\sqrt{2gH} = 0,82\sqrt{2\cdot 9,81\cdot 0,3} = 1,98 \text{ m/s}$$

Volumul de apă care se va scurge din vas la scăderea nivelului de la 1 400 la 300 mm este:

$$V = 0,785\cdot 0,8^2(1,4 - 0,3) = 0,553 \text{ m}^3$$

Durata de scurgere va fi:

$$\tau = \frac{0,053}{0,785\cdot 0,025^2\cdot 1,98} = 569 \text{ s} \approx 9,5 \text{ min}$$

Exemplul 1-21. Un rezervor cilindric cu diametrul 1 m și înălțimea 2,5 m este umplut cu apă pînă la înălțimea de 2 m. Orificiul de scurgere de la fund are diametrul 3 cm. Să se determine timpul necesar pentru golirea rezervorului.

Rezolvare. Se folosește formula (1-31):

$$\tau = \frac{2S\sqrt{H}}{\alpha S_0\sqrt{2g}}$$

în care: S este suprafața secțiunii vasului, în m²;
S_0 — suprafața orificiului, în m²;
H — nivelul inițial al lichidului, în m;
α — coeficientul de debit (pentru orificii cu margini ascuțite se poate lua $\alpha = 0,61$).

Înlocuind valorile date în formulă, se găsește:

$$\tau = \frac{2\cdot 0,785\cdot 1^2\sqrt{2}}{0,61\cdot 0,785\cdot 0,03^2\sqrt{2\cdot 9,81}} = 1\,180 \text{ s} \approx 20 \text{ min}$$

Exemplul 1-22. Într-o conductă orizontală netedă cu diametrul interior 152 mm curge apă la temperatura 20°C cu viteza medie 1,3 m/s. În conductă este fixată o diafragmă normală cu diametrul orificiului de 83,5 mm. Să se determine valoarea indicată de manometrul diferențial cu mercur (fig. 1-3).

Rezolvare. Debitul de apă:

$$V = Sw = 0,785\cdot 0,152^2\cdot 1,3 = 0,0236 \text{ m}^3/\text{s}$$

Criteriul Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{wd}{\nu} = \frac{1,3\cdot 0,152}{1,01\cdot 10^{-6}} = 195\,000$$

în care: ν este viscozitatea cinematică a apei la 20°C (tabelul XXXIX), în m²/s.

Se determină coeficientul de debit α, care depinde de valoarea criteriului Re și de valoarea $m = \left(\frac{d_0}{d}\right)^2 = \left(\frac{83,5}{152}\right)^2 \approx 0,3$.

După tabelul XV, în condițiile date, $\alpha \approx 0,635$.

Pornind de la formula (1-32) și luînd $k = 1$, se obține:

$$\sqrt{H} = \frac{V}{\alpha S_0\sqrt{2g\frac{\rho_M - \rho}{\rho}}} = \frac{0,0236}{0,635\cdot 0,785\cdot 0,0835^2\sqrt{2\cdot 9,81\frac{13\,600 - 1\,000}{1\,000}}} = 0,432$$

de unde: $H = H_M = 0,188$ m $= 188$ mm.

Exemplul 1-23. Indicația manometrului diferențial al tubului Pitot Prandtl (v. fig. 1-4), fixat în axa unei conducte orizontale de aer este 13 mm H_2O. Să se determine debitul de aer, dacă temperatura lui este 40°C, diametrul conductei 159×6 mm, iar înaintea tubului Pitot-Prandtl este o porțiune de conductă dreaptă de 7 m. Aerul se găsește la presiunea atmosferică.

Rezolvare. Densitatea aerului la 40°C este:

$$\rho = 1,293\frac{273}{313} = 1,13 \text{ kg/m}^3$$

Viteza maximă (din axă) a aerului se determină din ecuația:

$$w_{max} = \sqrt{\frac{2\Delta p_d}{\rho}} = \sqrt{\frac{2\cdot 13\cdot 9,81}{1,13}} = 15,07 \text{ m/s}$$

Acestei viteze îi corespunde o valoare a criteriului Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{w_{max}d\rho}{\eta} = \frac{15,07\cdot 0,147\cdot 1,13}{0,019\cdot 10^{-3}} = 132\,000$$

Lungimea porțiunii drepte de stabilizare a curentului înaintea tubului Pitot-Prandtl nu trebuie să fie mai mică de 40 de diametre: $40\times 0,147 = 5,9$ m. Această condiție este respectată, deoarece porțiunea de conductă dreaptă este de 7 m. Din fig. 1-2, pentru Re = 132 000 raportul vitezei medi la cea maximă $w/w_{max} \approx 0,85$.

Viteza medie a curentului:

$$w = 0,85\cdot 15,07 = 12,8 \text{ m/s}$$

Debitul de aer:

$$V = 0,785\cdot 0,147^2\cdot 12,8 = 0,217 \text{ m}^3/\text{s} = 780 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Exemplul 1-24. Gazele de ardere dintr-o instalație de cuptoare se îndepărtează printr-un coș înalt de 19 m. Compoziția gazelor, în % vol.: CO_2 — 12,7%, O_2 — 4,9%, N_2 — 77,5%, H_2O — 4,9%. Suprafața secțiunii transversale a coșului este egală cu suprafața secțiunii transversale a canalelor de gaze. Temperatura medie a gazelor în canalele de gaze și în

coş este 250°C. Să se găsească viteza gazelor, dacă suma coeficienţilor de rezistenţă în canalele de gaze şi în coş este :

$$\frac{\lambda_g L_g}{d_{ech}} + \frac{\lambda_c H}{d} + \Sigma\zeta = 27,3$$

în care : λ_g şi λ_c sînt coeficienţi de frecare ;
L_g — lungimea canalelor de gaze ;
d_{ech} — diametrul echivalent al canalelor de gaze ;
d — diametrul interior al coşului ;
H — înălţimea coşului ;
$\Sigma\zeta$ — suma coeficienţilor rezistenţelor locale.

Rezolvare. Densitatea gazului în condiţii normale :

$$\rho_0 = \frac{M}{22,4} = \frac{1}{22,4}(44\cdot0,127 + 32\cdot0,049 + 28\cdot0,775 + 18\cdot0,049) = 1,328 \text{ kg/m}^3$$

Densitatea gazelor la 250°C :

$$\rho_g = 1,328\frac{273}{273+250} = 0,693 \text{ kg/m}^3$$

Cînd temperatura medie a aerului este 17,5°C (tabelul XV), densitatea aerului este :

$$\rho_a = 1,293\frac{273}{273+17,5} = 1,216 \text{ kg/m}^3$$

După teorema lui Bernoulli, considerînd o secţiune la nivelul canalelor de gaze :

$$p_{bar'} + \frac{\rho_g w^2}{2} = p_{bar''} + \frac{\rho_g w^2}{2} + \rho_g gH + \Delta p_p$$

în care : $p_{bar'}$ este presiunea barometrică la nivelul canalelor orizontale de gaze ;
$p_{bar''}$ — presiunea barometrică la marginea superioară a coşului ;
w — viteza gazelor ;
H — înălţimea coşului ;
Δp_p — suma pierderilor de presiune (suma rezistenţelor din canalele de gaze şi coş).

Partea din stînga a ecuaţiei Bernoulli corespunde secţiunii de la începutul canalelor de gaze, iar partea din dreapta — secţiunii de la capătul superior al coşului de fum.

Presiunea barometrică la nivelul canalelor orizontale de gaze :

$$p_{bar'} = p_{bar''} + \rho_a gH$$

Introducînd această valoare în ecuaţia Bernoulli se obţine $\Delta p_p = (\rho_a - \rho_g)gH$

Rezistenţa canalelor de gaze şi a coşului Δp_p poate fi calculată cu ecuaţia :

$$\Delta p_p = \left(\frac{\lambda_g L}{d_{ech}} + \frac{\lambda_c H}{d} + \Sigma\zeta\right)\frac{\rho_g w^2}{2}$$

Se înlocuieşte valoarea sumei coeficienţilor de rezistenţă din condiţia dată :

$$\Delta p_p = 27,3\frac{\rho_g w^2}{2}$$

Prin urmare :

$$27,3\frac{\rho_g w^2}{2} = (\rho_a - \rho_g)gH$$

Se înlocuiesc valorile numerice :

$$27,3\frac{0,693w^2}{2} = (1,216 - 0,693)9,81\cdot19$$

din care se găseşte viteza gazelor în canalele de gaze şi în coş în condiţiile date : $w = 3,2$ m/s.

În mod analog se pot calcula şi alte viteze ale gazelor în alte condiţii de temperatură, conform datelor din tabelul XV.

Exemplul 1-25. Să se determine pierderea de presiune prin frecare într-o serpentină (fig. 1-61) prin care circulă apă cu viteza 1 m/s. Serpentina este confecţionată dintr-o ţeavă de oţel, avînd diametrul 43×2,5 mm. Diametrul spirei serpentinei este 1 m. Serpentina are 10 spire. Temperatura medie a apei este 30°C.

Rezolvare. Pierderea de presiune prin frecare se află cu formula (1-36) valabilă pentru conducte drepte. Rezultatul obţinut se înmulţeşte cu factorul de corecţie pentru serpentină, calculat cu formula (1-46). În prealabil se determină regimul de curgere. Viscozitatea apei la 30°C este 0,8 cP (tabelul VI). Se calculează criteriul Re :

$$\text{Re} = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{1\cdot0,038\cdot1\,000}{0,8\cdot10^{-3}} = 47\,500$$

Pentru o ţeavă trasă de oţel cu coroziune neînsemnată se consideră $e = 0,2$ mm (tabelul XII). În acest caz $\frac{d_{ech}}{e} = \frac{380}{2} = 190.$

Din graficul (fig. 1-5), pentru Re = 47 500 şi $d_{ech}/e = 190$ se găseşte $\lambda = 0,0316$.

Lungimea serpentinei este aproximativ egală cu :

$$L = \pi Dn = 3,14\cdot1\cdot10 = 31,4 \text{ mm.}$$

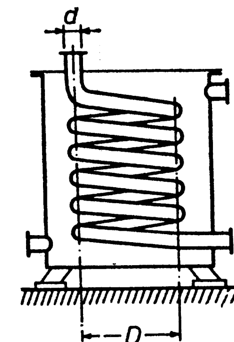


Fig. 1-16. Schiţa la exemplul 1-25.

Pierderea de presiune prin conducta dreaptă, prin frecare, este :

$$\Delta p_p = \lambda \frac{L}{d} \frac{w^2}{2} \rho = 0{,}0316 \frac{31{,}4}{0{,}038} \frac{1\,000 \cdot 1^2}{2} = 13\,100 \text{ Pa}$$

Din formula (1-46) se află coeficientul de corecție :

$$x = 1 + 3{,}54 \frac{d}{D} = 1 + 3{,}54 \frac{0{,}038}{1} = 1{,}134$$

Deci, pentru serpentină :

$$\Delta p_{serp} = \Delta p_{cond} \cdot x = 13\,100 \cdot 1{,}134 = 14\,800 \text{ Pa} = 1\,510 \text{ mm } H_2O$$

Exemplul 1-26. 30 t/h nitrobenzen la 20°C sînt transvazate cu o pompă dintr-un rezervor la presiune atmosferică într-un reactor, unde se menține o suprapresiune de 0,1 at (fig. 1-17). Conducta, din țeavă de oțel cu diametru 89×4 mm, are o coroziune neînsemnată. Lungimea întregii conducte, inclusiv rezistențele locale, are 45 m. Pe conductă sînt fixate : o diafragmă (d_0 = 51,3 mm), două vane și 4 curbe de 90° cu raza de curbură R_0 = 160 mm. Înălțimea de ridicare a lichidului 15 m. Să se găsească puterea consumată de pompă, admițînd randamentul total al acesteia egal cu 0,65.

Rezolvare. Debitul masic al nitrobenzenului :

$$M = \frac{30\,000}{3\,600} = 8{,}34 \text{ kg/s}$$

Debitul volumic :

$$V = \frac{M}{\rho} = \frac{8{,}34}{1\,200} = 0{,}00695 \text{ m}^3/\text{s}$$

în care ρ = 1 200 kg/m³ este densitatea nitrobenzenului (tabelul III).

Viteza nitrobenzenului :

$$w = \frac{V}{S} = \frac{0{,}00695}{0{,}785 \cdot 0{,}081^2} = 1{,}35 \text{ m/s}$$

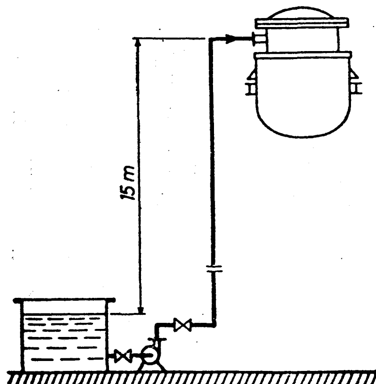


Fig. 1-17. Schița la exemplul 1-26.

Criteriul Reynolds :

$$Re = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{1{,}35 \cdot 0{,}081 \cdot 1\,200}{2{,}1 \cdot 10^{-3}} = 62\,500$$

în care η este viscozitatea nitrobenzenului (fig. V).

Se determină coeficientul de frecare. Din tabelul XII, valoarea rugozității pentru țevi de oțel cu coroziune neînsemnată e = 0,2 mm. Din fig. 1-5, pentru $\frac{d}{e} = \frac{0{,}081}{0{,}0002} = 405$ și Re = 62 500 se găsește λ = 0,0257.

Coeficienții rezistențelor locale, luați din tabelul XIII, sînt :

Rezistența locală	ζ
Intrarea lichidului din rezervor în conductă (țează cu margini ascuțite) . . .	0,5
Diafragmă cu $\left[m = \left(\frac{51{,}3}{81}\right)^2 = 0{,}4\right]$	8,25
Vană (ζ = 0,5)	2·0,5 = 1,0
Curbă $\left(\text{cu } \varphi = 90° \text{ și } \frac{R_0}{d} = \frac{160}{81} \approx 2\right)$:	
$\zeta = AB = 1 \cdot 0{,}15 = 0{,}15$	4·0,15 = 0,6
	10,35

Rezistența hidraulică totală a conductei (rețelei) din ecuația (1-49) :

$$\Delta p = \frac{\rho w^2}{2}\left(1 + \frac{\lambda l}{d} + \Sigma\zeta\right) + \rho g h_r + \Delta p_{st} =$$

$$= \frac{1\,200 \cdot 1{,}35^2}{2}\left(1 + \frac{0{,}0257 \cdot 45}{0{,}081} + 10{,}35\right) + 1\,200 \cdot 9{,}81 \cdot 15 +$$

$$+ 0{,}1 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4 = 215.000 \text{ Pa.}$$

Puterea consumată de pompă din ecuația (1-33) :

$$P = \frac{V\Delta p}{1\,000\,\eta} = \frac{0{,}00695 \cdot 215\,000}{1\,000 \cdot 0{,}65} = 2{,}3 \text{ kW}$$

Exemplul 1-27. Un ventilator introduce aer de 50°C într-o instalație unde există o suprapresiune de 35 mm H_2O. Conducta este confecționată din țeavă de oțel cu diametrul 102×6 mm cu coroziune neînsemnată. Lungimea conductei, incluzînd rezistențele locale, este de 70 m. Pe conductă sînt fixate : o diafragmă (d_0 = 49,3 mm), două vane și patru curbe de 90° cu raza de curbură 300 mm. Electromotorul ventilatorului folosește o putere de 1,35 kW ; randamentul electromotorului η_e = 0,95. Indicația manometrului diferențial, legat de diafragmă, 400 mm. Să se determine randamentul ventilatorului.

Rezolvare. Densitatea aerului la 50°C :

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0}{T} = 1{,}293 \frac{273}{328} = 1{,}09 \text{ kg/m}^3$$

Coeficientul de debit al diafragmei se determină din tabelul XV. La $m = \left(\frac{49{,}3}{90}\right)^2 = 0{,}3$ se admite valoarea medie $\alpha \approx 0{,}64$.

Debitul de aer din formula (1-32), la k = 1 (tabelul XVI) :

$$V = \alpha S_0 \sqrt{2gH \frac{\rho_m - \rho}{\rho}} =$$

$$= 0{,}64 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}0493^2 \sqrt{2 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}4 \frac{988 - 1{,}09}{1{,}09}} = 0{,}103 \text{ m}^3/\text{s}$$

Viteza aerului în conductă:

$$w = \frac{V}{0{,}785\ d^2} = \frac{0{,}103}{0{,}785 \cdot 0{,}09^2} = 16{,}2\ \text{m/s}$$

Criteriul Reynolds, determinat cu diametrul coloanei:

$$\mathrm{Re} = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{16{,}2 \cdot 0{,}09 \cdot 1{,}09}{0{,}0196 \cdot 10^{-3}} = 81\ 000$$

Viscozitatea aerului $\eta = 0{,}0196 \cdot 10^{-3}$ Pa·s s-a determinat din fig. VI. Se verifică valoarea admisă α. Din tabelul XV pentru $m = 0{,}3$ și Re = = 81 000 se află $\alpha = 0{,}637$, ceea ce practic coincide cu valoarea admisă. Se determină coeficientul de frecare. Din tabelul XII, rugozitatea medie pentru țevi de oțel cu coroziune neînsemnată $e = 0{,}2$ mm. Din figura 1-5 pentru $\frac{d}{e} = 450$ și Re = 81 000 se găsește $\lambda \approx 0{,}025$.

Coeficienții rezistențelor locale, luați din tabelul XIII, sînt trecuți în tabel:

Rezistența locală	ζ
Intrarea aerului în conductă (țeavă cu marginile rotunjite)	0,2
Diafragmă ($m = 0{,}3$)	18,2
Vană ($\zeta = 0{,}5$)	$2 \cdot 0{,}5 = 1{,}0$
Curbe $\left(\text{cu } \varphi = 90° \text{ și } \frac{R_0}{d} = \frac{300}{90} = 3{,}3\right)$ $\zeta = AB = 1 \cdot 0{,}13 = 0{,}13$	$4 \cdot 0{,}13 = 0{,}52$
	~20,0

Rezistența hidraulică totală a conductei (rețelei):

$$\Delta p = \frac{\rho w^2}{2}\left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \Sigma\zeta\right) + \Delta p_{st} =$$

$$= \frac{1{,}09 \cdot 16{,}2^2}{2}\left(1 + \frac{0{,}025 \cdot 70}{0{,}09} + 20\right) + 35 \cdot 9{,}81 = 6\ 030\ \text{Pa}$$

Randamentul ventilatorului:

$$\eta_{vent} = \frac{V\Delta p}{1\ 000\ \eta_e P} = \frac{0{,}103 \cdot 6\ 030}{1\ 000 \cdot 0{,}95 \cdot 1{,}35} \approx 0{,}48$$

Exemplul 1-28. Un lichid cu densitatea 1 200 kg/m³ și viscozitatea 2 cP curge liber din rezervorul cu nivel constant *1* în reactorul *2* (fig. 1-18). Să se determine care este cantitatea maximă de lichid (cînd robinetul este deschis complet) care poate curge din rezervor în reactor. Nivelul lichidului în rezervor se găsește cu 6 m mai sus decît nivelul lichidului în reactor. Conducta este executată din țevi de aluminiu cu diametrul interior 50 mm. Lungimea totală a conductei, incluzînd rezistențele locale, este 16,4 m. Pe

conductă se găsesc 3 coturi și un robinet pentru probe. Presiunea în rezervor și în reactor este cea atmosferică.

Rezolvare. Scriem ecuația Bernoulli pentru regim staționar al curentului de lichid, admițînd prima secțiune la nivelul lichidului din rezervor iar a doua la capătul conductei la intrarea curentului în reactor.

$$h_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} - h_p = h_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}$$

Deoarece $p_1 = p_2$ și $w_1 \ll w_2$, atunci

$$h_1 - h_2 = \frac{w_2^2}{2g} + h_p = \frac{w_2^2}{2g} + h_{fr} + h_{rl}$$

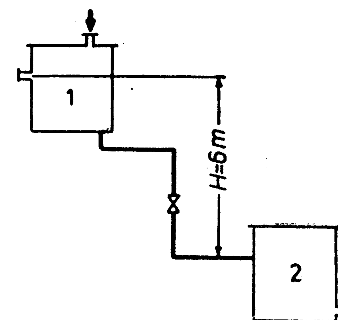


Fig. 1-18. Schița la exemplul 1-28.

sau

$$H\rho g = \frac{w^2\rho}{2}\left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \Sigma\zeta\right) \qquad \text{(a)}$$

Presiunea hidrostatică se consumă pentru învingerea tuturor rezistențelor conductei.

În această ecuație sînt două mărimi necunoscute, w și λ.

Rezolvarea poate fi aflată prin metoda aproximațiilor succesive.

Din tabelul XII se ia, pentru țevile de aluminiu netede, rugozitatea $e = 0{,}06$. În acest caz $\frac{d}{e} = \frac{50}{0{,}06} = 840$. Se admite, cu verificare ulterioară, valoarea $\lambda = 0{,}022$.

Coeficienții rezistențelor locale, luați din tabelul XIII, sînt transpuși în tabel:

Rezistența locală	ζ
Intrarea lichidului in	0,5
Robinet pentru probe	2,0
Cot ($\zeta = 1{,}1$)	$3 \cdot 1{,}1 = 3{,}3$
	5,8

Ecuația inițială (a) ia forma:

$$6 \cdot 1\ 200 \cdot 9{,}81 = \frac{1\ 200 w^2}{2}\left(1 + \frac{0{,}022 \cdot 16{,}4}{0{,}05} + 5{,}8\right)$$

de unde $w = 2{,}9$ m/s.

Debitul maxim de lichid (cînd robinetul este complet deschis):

$$V = Sw = 2{,}9 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}05^2 = 0{,}0057\ \text{m}^3/\text{s} = 20{,}5\ \text{m}^3/\text{h}.$$

Se precizează valoarea lui λ. Criteriul $Re = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{2,9 \cdot 0,05 \cdot 1\,200}{2 \cdot 10^{-3}} = 87\,000$.

Din figura 1-5 pentru $Re = 87\,000$ şi $\frac{d}{e} = 840$ se află $\lambda = 0,022$, ceea ce coincide cu valoarea admisă.

Exemplul 1-29. Printr-o conductă cu diametrul 108 × 4 mm se pompează 40 000 l/h ulei mineral într-un rezervor situat la înălţimea de 20 m. Lungimea porţiunii orizontale a conductei este 430 m.

Să se calculeze puterea necesară a pompei, dacă transportul se face: a) la 15°C şi b) la 50°C. La aceste temperaturi densitatea relativă a uleiului este, respectiv, 0,96 şi 0,89, iar viscozitatea 3,430 şi 0,187 Pa·s.

Să se arate dacă este economic să se încălzească uleiul la 50°C înainte de pompare, ştiind că un kWh costă 40 bani iar o tonă de abur rezidual ($p = 1$ at) costă 20 lei, iar randamentul total al instalaţiei de pompare este 0,5.

Rezolvare. Viteza uleiului:

$$w = \frac{40}{0,785 \cdot 0,1^2 \cdot 3\,600} = 1,414 \text{ m/s}$$

Criteriul Reynolds:

$$\text{la } 15°C \quad Re = \frac{0,1 \cdot 1,414 \cdot 960}{3,43} = 39$$

$$\text{la } 50°C \quad Re = \frac{0,1 \cdot 1,414 \cdot 890}{0,187} = 670$$

Deci în ambele cazuri regimul este laminar.

Pierderea de presiune prin frecare se determină cu formula (1-39):

$$\text{la } 15°C \quad \Delta p_{fr} = \frac{32(430 + 20)1,414 \cdot 3,43}{0,1^2} = 7\,010\,000 \text{ Pa sau } 71,5 \text{ at}$$

$$\text{la } 50°C \quad \Delta p_{fr} = 7\,010\,000 \frac{0,187}{3,43} = 383\,000 \text{ Pa sau } 3,9 \text{ at.}$$

Presiunea pentru ridicarea lichidului se determină cu formula (1-34):
la 15°C $\Delta p_r = 20 \cdot 960 \cdot 9,81 = 188\,400$ Pa sau 1,92 at
la 50°C $\Delta p_r = 20 \cdot 890 \cdot 9,81 = 174\,600$ Pa sau 1,78 at

Presiunea necesară pentru crearea vitezei, formula (1-35):

$$\Delta p_d = \frac{960 \cdot 1,414^2}{2} = 960 \text{ Pa}$$

În cazul dat, această valoare, ca şi pierderile de presiune datorate rezistenţelor locale, se pot neglija.

Puterea necesară, calculată cu formula (1-33), va fi:

$$\text{la } 15°C \quad P = \frac{40(7\,010\,000 + 188\,400)}{3\,600 \cdot 1\,000 \cdot 0,5} = 160 \text{ kW}$$

$$\text{la } 50°C \quad P = \frac{40(383\,000 + 174\,600)}{3\,600 \cdot 1\,000 \cdot 0,5} = 12,3 \text{ kW}$$

Deci la pomparea uleiului rece este necesar un consum suplimentar de putere de 160 − 12,3 = 147,7 kW.

În condiţiile problemei costul energiei electrice suplimentare pentru pompare va fi:

$$147,7 \cdot 0,40 = 59 \text{ lei/h.}$$

Consumul de căldură pentru încălzirea uleiului de la 15 la 50°C, căldura specifică a acestuia fiind $c = 1,68 \cdot 10^3$ J/kg·K, va fi:

$$Q = \frac{40 \cdot 960 \cdot 1,68 \cdot 10^3(50 - 15)}{3\,600} = 625\,000 \text{ W}$$

Căldura de condensare a aburului rezidual ($p = 1$ at):

$$r = 2\,260 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Consumul de abur pentru încălzirea uleiului va fi:

$$D = \frac{Q}{r} = \frac{625\,000}{2\,260 \cdot 10^3} = 0,276 \text{ kg/s} \approx 1\,000 \text{ kg/h}$$

Costul unei tone de abur este 20 lei. Deci, încălzirea prealabilă a uleiului înainte de pompare, la costul aburului şi energiei electrice menţionate, este convenabilă şi prin urmare recomandabilă.

Exemplul 1-30. Să se deducă formula generală de calcul a coeficientului de frecare în ţevi, pe baza următoarelor date experimentale:

a) la pomparea ţiţeiului cu densitatea relativă 0,9 printr-o conductă de oţel cu diametrul interior 300 mm s-au obţinut pe porţiunea de conductă dreaptă, cu lungimea 13 m, următoarele valori pentru pierderile de presiune, în funcţie de viteza ţiţeiului:

Viteza, m/s:	0,85;	1,21;	1,54;	1,91;	2,32
Pierderea de presiune, Pa:	738;	1 300;	2 060;	3 020;	4 050

b) se cunosc, de asemenea, date experimentale pentru apă pompată printr-o conductă dreaptă de oţel cu diametrul interior 60 mm şi lungimea 24 m:

Viteza, m/s	Pierderea de presiune, Pa
0,11	105
0,16	201
0,22	238
0,26	455

Rezolvare. Se calculează valoarea coeficientului de frecare λ pentru ţiţei şi pentru apă cu formula (1-36).

Se determină întîi valorile mărimilor constante, folosind datele experienţelor efectuate:

$$A = \frac{L\rho}{2d}$$

$$\text{Pentru ţiţei: } A = \frac{13 \cdot 900}{2 \cdot 0.3} = 19\,500$$

$$\text{Pentru apă: } A = \frac{24 \cdot 1\,000}{2 \cdot 0.06} = 200\,000$$

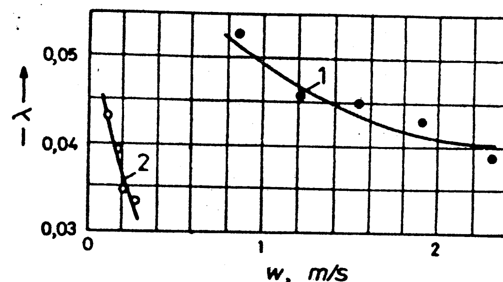


Fig. 1-19. Schița la exemplul 1-30.

Tabelul 1-3

Lichidul	w, m/s	w^2, m²/s²	p, Pa	$\lambda = \frac{\Delta p}{Aw^2}$
Țiței	0,85 1,21 1,54 1,91 2,32	0,723 1,46 2,37 3,65 5,38	738 1 300 2 060 3 020 4 050	0,0522 0,0458 0,0445 0,0424 0,0386
Apă	0,11 0,16 0,22 0,26	0,0121 0,0256 0,0484 0,0676	105 201 238 455	0,0433 0,0392 0,0348 0,0337

Restul calculului este dat în tabelul 1-3.

Din tabelul 1-3 rezultă că valoarea coeficientului de frecare λ scade cu creșterea vitezei lichidului.

Dacă se reprezintă grafic variația coeficientului de frecare în funcție de viteză (fig. 1-19), se obțin două curbe diferite.

Într-o diagramă logaritmică, adică în coordonate lg w — lg λ, se obțin două drepte ale căror ecuații aproximative sînt :

pentru țiței

$$\lg \lambda = -1{,}31 - 0{,}25 \lg w$$

sau $$\lambda = 0{,}049 w^{-0{,}25}$$

pentru apă

$$\lg \lambda = -1{,}65 - 0{,}31 \lg w$$

sau $$\lambda = 0{,}0224 w^{-0{,}31}$$

În felul acesta se obțin două formule empirice diferite, fiecare din ele fiind valabilă numai pentru condițiile în care a fost obținută. Astfel, de exemplu, ultima formulă se poate folosi numai pentru calculul coeficientului de frecare al apei, care curge printr-o conductă cu diametrul interior de 60 mm și cu o viteză cuprinsă între 0,1 și 0,3 m/s, la aceeași temperatură la care s-au făcut experiențele.

Obținerea pe baza datelor experimentale pentru țiței și apă a unei formule generale de calcul, aplicabilă nu numai la țiței și apă, ci și pentru alte lichide cu viteze, diametre ale conductelor și temperaturi diferite, este posibilă numai cu ajutorul teoriei similitudinii.

Pentru pierderea de presiune prin frecare în conducte, teoria similitudinii exprimă relația (1-37) în forma criterială :

$$Eu = \varphi(Re, \Gamma)$$

Astfel, pentru conducte cu o anumită rugozitate a pereților, în domeniul curgerii turbulente (pînă la automodelare), coeficientul de frecare λ depinde numai de mărimea criteriului Re — v. ecuațiile (1-38, 1-40, 1-42) :

$$\lambda = f(Re)$$

Prin urmare pentru obținerea unei formule generale, trebuie să se determine variația coeficientului de frecare nu în funcție de viteză, așa cum s-a făcut anterior, ci în funcție de mărimea criteriului Re.

Valoarea viscozității cinematice a țițeiului și apei, în cazul experiențelor efectuate, a fost :

— pentru țiței

$$\nu = 0{,}8 \cdot 10^{-4}\ \text{m}^2/\text{s}$$

— pentru apă

$$\nu = 10^{-6}\ \text{m}^2/\text{s}$$

Tabelul 1-4

Lichidul	w, m/s	$Re = \frac{wd}{\nu}$	λ	lg Re	lg λ
Țiței	0,85 1,21 1,54 1,91 2,32	3 190 4 530 5 780 7 160 8 700	0,0522 0,0458 0,0445 0,0424 0,0386	3,50 3,66 3,76 3,85 3,94	$\bar{2},72$ $\bar{2},66$ $\bar{2},65$ $\bar{2},63$ $\bar{2},59$
Apă	0,11 0,16 0,22 0,26	6 600 9 600 13 200 15 600	0,0438 0,0392 0,0348 0,0337	3,82 3,98 4,12 4,19	$\bar{2},64$ $\bar{2},59$ $\bar{2},54$ $\bar{2},53$

Dacă se construiește diagrama variației lui λ funcție de Re, se obține o singură curbă pe care se găsesc toate punctele pentru țiței și apă.

În coordonate logaritmice se obține o dreaptă (fig. 1-20). Pe acest grafic, pentru economie de spațiu, pe axa abciselor sînt trecute mărimile $x = \lg Re - 3{,}5$, iar pe axa ordonatelor $y = \lg \lambda + 2$.

În tabelul 1-4 sînt date valorile pentru Re și λ, calculate pe baza datelor experimentale.

Ecuația dreptei obținute este :

$$y = -0{,}254x + 0{,}71$$

sau

$$\lg \lambda + 2 = -0{,}254(\lg Re - 3{,}5) + 0{,}71$$

$$\lg \lambda = -0{,}254 \lg Re - 0{,}4$$

de unde :

$$\lambda = \frac{0{,}398}{Re^{0{,}254}}$$

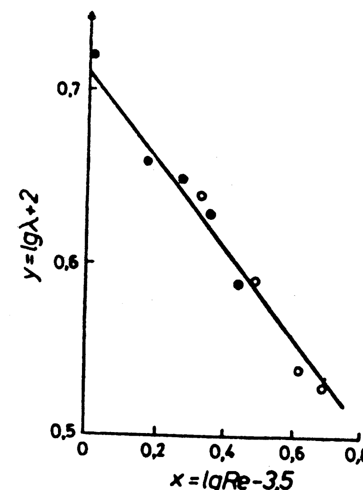


Fig. 1-20. Schița la exemplul 1-30.

Formula obținută reprezintă o relație generală, care poate fi utilizată pentru calculul coeficientului de frecare în conducte, nu numai pentru țiței și apă, ci și pentru oricare alte lichide, în limitele criteriului Re de la 3 000 la 16 000. Mai trebuie de menționat că această formulă este aplicabilă numai pentru conducte a căror rugozitate relativă a pereților este identică cu a celor utilizate în încercări.

Pentru că datele experimentale se înşiră pe o dreaptă (fig. 1-20), se poate considera că rugozitatea relativă a pereţilor $\frac{\varepsilon}{d}$ în experienţele cu ţiţei şi apă a fost aceeaşi.

Această rugozitate relativă se poate afla dacă pe graficele (fig. 1-5 sau 1-6) se trec datele experimentale din tabelele 1-3 şi 1-4, reprezentate sub forma:

$$\lambda = f(\mathrm{Re}) \text{ sau } \frac{\mathrm{Eu}}{\Gamma} = f(\mathrm{Re}).$$

Exemplul 1-31. Pentru studiul experimental al unui proces de fabricaţie în condiţii de laborator, s-a construit un model geometric la scara 1 : 10 a aparatului industrial. În aparatul industrial mediul de lucru este aerul fierbinte (t = 100°C) la presiunea atmosferică, care circulă cu o viteză de 3 m/s. În modelul de laborator s-a ales ca mediu de lucru aer la presiunea atmosferică şi la temperatura de 22°C.

Este posibilă obţinerea în aceste condiţii a similitudinii hidrodinamice totale între aparatul industrial şi model şi care trebuie să fie, în acest caz, viteza aerului în model?

Rezolvare. Pentru respectarea similitudinii hidrodinamice în aceleaşi condiţii limită similare, este necesar ca valoarea numerică a criteriilor Reynolds şi Froude (criteriul Euler în acest caz nu este determinant) să fie aceeaşi în model şi în aparatul industrial, adică:

$$\mathrm{Re}_1 = \mathrm{Re}_2;\ \frac{w_1 l_1 \rho_1}{\eta_1} = \frac{w_2 l_2 \rho_2}{\eta_2} \qquad \text{(a)}$$

$$\mathrm{Fr}_1 = \mathrm{Fr}_2;\ \frac{w_1^2}{g l_1} = \frac{w_2^2}{g l_2} \qquad \text{(b)}$$

În aceste condiţii indicele „1" se referă la aparatul industrial, iar indicele „2" la model.

În condiţiile problemei:

$$w_1 = 3 \text{ m/s};\ l_2 = 0{,}1 \cdot l_1$$

$$\rho_1 = 1{,}293 \frac{273}{373} = 0{,}945 \text{ kg/m}^3;\ \rho_2 = 1{,}293 \frac{273}{295} = 1{,}19 \text{ kg/m}^3$$

$$\eta_1 = 0{,}0215 \text{ cP};\ \eta_2 = 0{,}0185 \text{ CP}$$

Înlocuind aceste valori în ecuaţia (a), se găseşte:

$$\frac{3 \cdot 1 \cdot 0{,}945}{0{,}0215} = \frac{w_2 0{,}1 \cdot 1 \cdot 1{,}19}{0{,}0185}$$

de unde:

$$w_2 = \frac{3 \cdot 0{,}945 \cdot 0{,}0185}{0{,}1 \cdot 0{,}0215 \cdot 1{,}19} = 20{,}5 \text{ m/s}$$

Prin înlocuire în ecuaţia (b):

$$\frac{3^2}{l_1} = \frac{w_2^2}{0{,}1 \cdot l_1}$$

de unde $w_2 = \sqrt{0{,}9} = 0{,}946$ m/s.

Rezultatele obţinute arată că nu este posibilă respectarea similitudinii hidrodinamice totale, adică respectarea concomitentă a similitudiii forţelor de frecare şi forţelor gravitaţiei. Trebuie deci să se aibă în vedere o reproducere aproximativă a procesului, aşa cum de altfel se întîmplă în majoritatea cazurilor în practică, adică respectarea unei singure condiţii (fie Re = idem, fie Fr = idem), în funcţie de importanţa mai mare a uneia dintre aceste condiţii. Dacă, de exemplu, pierderile de presiune prin frecare au în cazul de faţă o importanţă mai mare, adică trebuie respectat criteriul Re, viteza aerului în model trebuie să fie 20,5 m/s.

În cele ce urmează se explică în ce condiţii se poate obţine simultan similitudinea forţelor de frecare şi a forţelor gravitaţiei în model şi în aparatul industrial.

Din condiţia Re = idem, adică $\frac{w_1 l_1}{\nu_1} = \frac{w_2 l_2}{\nu_2}$, în care ν este viscozitatea cinematică, rezultă:

$$\frac{w_1}{w_2} = \frac{\nu_1 l_2}{\nu_2 l_1}$$

Din condiţia Fr = idem, adică $\frac{w_1^2}{g l_1} = \frac{w_2^2}{g l_2}$ se găseşte:

$$\frac{w_1}{w_2} = \left(\frac{l_1}{l_2}\right)^{1/2}$$

Ambele condiţii (Re = idem şi Fr = idem) vor fi îndeplinite, dacă:

$$\frac{\nu_1 l_2}{\nu_2 l_1} = \left(\frac{l_1}{l_2}\right)^{1/2},\ \text{adică } \frac{\nu_1}{\nu_2} = \left(\frac{l_1}{l_2}\right)^{3/2}$$

Ultima egalitate exprimă condiţia necesară a similitudinii concomitente a forţelor de frecare şi ale gravitaţiei.

Exemplul 1-32. Să se afle diametrul unei conducte cu o lungime de 1 000 m, prin care se transportă 120 kg/h hidrogen, dacă se admite o pierdere de presiune Δp = 110 mm H_2O. Densitatea hidrogenului este 0,0825 kg/m³ Coeficientul de frecare $\lambda = 0{,}03$.

Rezolvare. În conductele magistrale lungi presiunea gazului se consumă mai ales pentru învingerea frecării, de aceea se egalează pierderea de presiune admisibilă cu pierderea de presiune prin frecare $\Delta p = \Delta p_{fr}$.

Deoarece viteza curentului este o mărime necunoscută, aceasta se exprimă în funcţie de debitul volumic V şi de diametrul căutat şi expresia obţinută se înlocuieşte apoi în ecuaţia (1-36):

$$w = \frac{V}{0{,}785 d^2}$$

Atunci :

$$\Delta p = \lambda \frac{L}{d} \frac{V^2\rho}{2\cdot 0{,}785^2 d^2}$$

Rezolvînd această ecuaţie în raport cu diametrul, se obţine :

$$d = C\sqrt[5]{\frac{LV^2\rho}{\Delta p}}$$

în care :

$$C = \sqrt[5]{\frac{\lambda}{0{,}785^2\cdot 2}} = \sqrt[5]{\frac{0{,}03}{0{,}785^2\cdot 2}} = 0{,}48$$

Debitul volumic pe secundă de hidrogen este :

$$V = \frac{120}{0{,}0825\cdot 3\,600} = 0{,}405 \text{ m}^3/\text{s}$$

Deoarece $\Delta p = 110\cdot 9{,}81 = 1\,080$ Pa, rezultă :

$$d = 0{,}48\sqrt[5]{\frac{0{,}0825\cdot 0{,}405^2 1\,000}{1\,080}} = 0{,}2 \text{ m}$$

Exemplul 1-33. Să se determine presiunea iniţială necesară pentru transportul unui gaz printr-o conductă la o distanţă de 100 km în următoarele condiţii : debitul gazului 5 000 kg/h, densitatea gazului 0,65 kg/m³ (în condiţii normale), temperatura medie a gazului 18°C, diametrul conductei 0,3 m, coeficientul de frecare $\lambda = 0{,}0253$. Presiunea gazului la ieşirea din conductă trebuie să fie 1,5 at.

Rezolvare. Ca şi în exemplul precedent, se consideră că pierderile de presiune din conductă se datoresc numai frecării. În cazul conductelor lungi de gaze, pentru determinarea pierderilor de presiune prin frecare, se integrează forma diferenţială a formulei (1-36) (semnul minus arată că presiunea scade cu creşterea lungimii conductei), pentru că variază densitatea şi viteza în lungul conductei :

$$-dp = \frac{\lambda}{d}\frac{\rho w^2}{2} dl$$

în care densitatea ρ şi viteza w sînt funcţii de presiunea gazului, care se micşorează pe măsură ce gazul se deplasează în conductă. Dar produsul ρw, adică viteza masică a curentului, rămîne constant pe toată lungimea conductei.

Se exprimă ρ şi w prin caracteristicile respective ale gazului în condiţii normale :

$$\rho = \rho_0 \frac{pT_0}{p_0 T}, \quad w = w_0 \frac{p_0 T}{pT_0}$$

şi înlocuind aceste mărimi în ecuaţia pentru pierderea de presiune, rezultă :

$$-dp = \frac{\lambda}{2d}\frac{\rho_0 pT_0}{p_0 T}\frac{w_0^2 p_0^2 T^2}{p^2 T_0^2} dl$$

Considerînd că temperatura T este constantă pe toată lungimea conductei şi introducînd toate mărimile constante (coeficientul de frecare λ este constant pe lungimea conductei, la fel ca şi criteriul Re, întrucît $w\rho = w_0\rho_0 =$ const.) într-un termen general :

$$C = \frac{\lambda\rho_0 w_0^2 p_0 T}{2dT_0}$$

ecuaţia diferenţială capătă forma :

$$-p\mathrm{d}p = C\mathrm{d}L$$

Integrînd această ecuaţie în limitele respective :

$$-\int_{p_{in}}^{p_{fin}} p\mathrm{d}p = C\int_0^L \mathrm{d}L$$

se obţine :

$$\frac{1}{2}(p_{in}^2 - p_{fin}^2) = CL$$

sau

$$p_{in}^2 - p_{fin}^2 = 2CL$$

În condiţiile problemei, viteza gazului, la 0°C şi 760 mm Hg, este :

$$w_0 = \frac{5\,000}{0{,}65\cdot 3\,600\cdot 0{,}785\cdot 0{,}3^2} = 30 \text{ m/s.}$$

Prin urmare :

$$C = \frac{0{,}0253\cdot 0{,}65\cdot 30^2\cdot 101\,300\cdot 291}{2\cdot 0{,}3\cdot 273} = 266\cdot 10^4$$

Înlocuind mărimile date şi aflate în ecuaţia obţinută, se găseşte :

$$p_{in}^2 - (14{,}7\cdot 10^4)^2 = 2\cdot 266\cdot 10^4\cdot 10^5$$

Efectuînd calculele se găseşte că presiunea iniţială a gazului în reţea trebuie să fie :

$$p_{in} = 71\cdot 10^4 \text{ Pa sau } 7{,}3 \text{ ata}$$

Exemplul 1-34. Să se determine diametrul util cel mai economic al unei conducte de gaz, care să transporte 6 000 m³/h (consideraţi în condiţii normale) metan la o distanţă de 4 km. Randamentul suflantei şi al motorului electric este 0,5. Costul a 1 kWh este 40 bani, iar amortizarea conductei este 24 lei pe an pe 1 m lungime şi 1 m diametru. Costul reparaţiei (exploatării) conductei este 18 lei pe an pe 1 m lungime şi 1 m diametru.

Rezolvare. Se consideră cu aproximaţie $\lambda = 0{,}03$ şi pierderile prin rezistenţe locale 10% din totalul pierderilor prin frecare.

Calculul se conduce pentru temperatura convenţională de 30°, C, admiţînd, cu verificare ulterioară, că scăderea presiunii în conductă este neînsemnată şi presiunea medie aproximativ egală cu cea atmosferică.

Debitul volumic al metanului :

$$V = \frac{6\,000 \cdot 303}{3\,600 \cdot 273} = 1,85 \text{ m}^3/\text{s}$$

iar viteza :

$$w = \frac{V}{0,785d^2} = \frac{1,85}{0,785d^2} = \frac{2,36}{d^2} \text{ m/s}$$

Dacă în formula (1-34) se neglijează presiunea consumată pentru a imprima curentului de gaz viteza necesară, pentru o conductă orizontală de gaz la care $\Delta p_{st} = 0$, se obţine :

$$\Delta p = \Delta p_{fr} + \Delta p_{rl} = 1,1\Delta p_{fr}$$

adică :

$$\Delta p = \frac{1,1\,\lambda L w^2 \rho}{d \cdot 2} = \frac{1,1 \cdot 0,03 \cdot 4\,000 \cdot 2,36^2 \cdot 0,64}{d \cdot 2d^4} = \frac{235}{d^5} \text{ Pa}$$

în care densitatea metanului este :

$$\rho = \frac{16 \cdot 273}{22,4 \cdot 303} = 0,64 \text{ kg/m}^3$$

Luînd în considerare admiterile făcute, se calculează puterea consumată de agregat la $\Delta p < 0,1$ at folosind formula (1-33) :

$$P = \frac{V\Delta p}{1\,000\,\eta} = \frac{1,85 \cdot 235}{1\,000 \cdot 0,5d^5} = \frac{0,87}{d^5} \text{ kW}$$

1 kW/an costă 0,40·24·330 = 3 160 lei, considerînd 330 zile lucrătoare pe an.

Prin urmare, costul anual al energiei electrice, în funcţie de diametrul conductei, se poate exprima prin formula :

$$E = \frac{0,87 \cdot 3\,160}{d^5} = \frac{2\,750}{d^5} \text{ lei/an}$$

În mod analog se exprimă costul anual al amortizării conductei :

$$A = 24Ld = 24 \cdot 4\,000d = 96\,000d \text{ lei/an}$$

Costul reparaţiei (exploatării) conductei va fi :

$$R = 18Ld = 72\,000d \text{ lei/an}$$

Costul anual total, în funcţie de diametru, se exprimă prin ecuaţia :

$$E + A + R = \frac{2\,750}{d^5} + 168\,000d \text{ lei/an}$$

Pentru găsirea diametrului minim al conductei se egalează cu zero derivata ecuaţiei :

$$\frac{\partial}{\partial d}(E + A + R) = -5 \cdot 2\,750d^{-6} + 168\,000 = 0$$

A doua derivată este pozitivă.

Din ultima ecuaţie se obţine :

$$d = 0,66 \text{ m}$$

Această valoare a diametrului reprezintă soluţia economică optimă pentru transportul gazului metan.

Se verifică pierderea de presiune în conducta cu diametrul 0,66 m :

$$\Delta p = \frac{235}{d^5} = \frac{235}{0,66^5} = 1\,890 \text{ Pa sau } 0,0193 \text{ at},$$

adică mai puţin de 0,1 at, aşa cum s-a admis iniţial.

Exemplul 1-35. La calculul termic al schimbătorului de căldură pentru încălzirea unei soluţii s-a ales din catalog un schimbător de căldură cu ţevi în manta cu 4 treceri (fig. 1-21). Soluţia circulă prin ţevi cu viteza 0,3 m/s. Să se determine rezistenţa hidraulică din spaţiul intratubular.

Caracteristicile schimbătorului de căldură : numărul total de ţevi 90 ; ţevi de oţel cu diametrul 38 × 2 mm cu coroziune neînsemnată ; înălţimea ţevilor 2 m ; racordurile pentru soluţie de diametru 159 × 4,5 mm. Temperatura medie a soluţiei 47,5°C ; viscozitatea 0,83 cP ; densitatea 1 100 kg/m³.

Rezolvare. Criteriul Reynolds pentru soluţie :

$$\text{Re} = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{0,3 \cdot 0,034 \cdot 1\,100}{0,83 \cdot 10^{-3}} = 13\,500$$

În acest exemplu trebuie să se determine pierderea de presiune pentru un curent neizoterm turbulent. Dar, întrucît se încălzeşte un curent de lichid, rezistenţa hidraulică se calculează cu aproximaţie ca şi pentru un curent izoterm făcînd prin aceasta o eroare în sensul obţinerii unei pierderi de presiune mai mare decît cea reală, adică în sensul siguranţei funcţionării. Pentru calcul se foloseşte formula (1-54).

Se determină pierderea de presiune pentru învingerea frecării din ţevi.

Din tabelul XII, pentru ţevi de oţel cu coroziune neînsemnată, rugozitatea $e = 0,2$ mm. La aceasta $\frac{d}{e} = \frac{34}{0,2} = 170$.

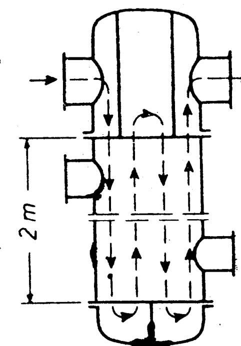


Fig. 1-21. Schiţa la exemplul 1-35.

Din figura 1-5 pentru Re = 13 500 şi $d/e = 170$, se găseşte $\lambda \approx 0,035$.

Pierderea de presiune dinamică în ţevi :

$$\Delta p_d = \frac{\rho w^2}{2} = \frac{1\,100 \cdot 0,3^2}{2} = 49,5 \text{ Pa}$$

Pierderea de presiune pentru învingerea frecării în ţevi :

$$\Delta p_{fr} = \lambda \frac{nL}{d} \Delta p_d = 0,035 \frac{4 \cdot 2}{0,034} 49,5 = 407 \text{ Pa}$$

în care n este numărul trecerilor prin spaţiul tubular.

Se determină pierderea de presiune pentru învingerea rezistenţelor locale ale schimbătorului (fig. 1-21) după următorul tabel:

Rezistenţa	ζ	$\Sigma\zeta$
Camera de intrare şi de ieşire	1,5	$1,5 \cdot 2 = 3,0$
Intrarea în ţevi şi ieşirea din ele	1	$1 \cdot 8 = 8,0$
Întoarcerea de 180° dintr-o trecere în alta	2,5	$2,5 \cdot 3 = 7,5$

Viteza soluţiei în racorduri:

$$w_r = w\frac{nd^2_{\text{ţeavă}}}{d^2_r} = 0,3\,\frac{90:4 \cdot 0,034^2}{0,15^2} = 0,346 \text{ m/s}$$

Pierderea de presiune dinamică în racorduri:

$$\Delta p^2_d = \frac{\rho w^2_r}{2} = \frac{1\,100 \cdot 0,346^2}{2} = 66 \text{ Pa}$$

Viteza în racorduri este mai mare decît în ţevi şi de aceea pierderea de presiune pentru camera de intrare şi ieşire se stabileşte după viteza din racorduri, iar pierderile pentru intrarea şi ieşirea din ţevi şi pentru întoarcerile dintr-o trecere în alta după viteza din ţevi:

$$\Delta p_{rl} = 3 \cdot 66 + (8 + 7,5)49,5 = 966 \text{ Pa}$$

Rezistenţa hidraulică totală a spaţiului intratubular al schimbătorului de căldură va fi:

$$\Delta p = 407 + 966 = 1\,373 \text{ Pa} = 140 \text{ mm } H_2O$$

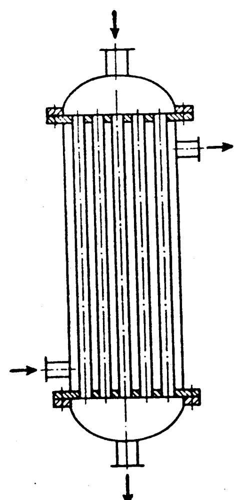


Fig. 1-22. Schiţa la exemplul 1-36.

Exemplul 1-36. În spaţiul intertubular al unui schimbător de căldură tubular cu manta (fig. 1-22), paralel cu axa ţevilor, circulă anilină cu viteza 0,5 m/s. Schimbătorul de căldură are 19 ţevi de oţel cu diametrul 26 × 2,5 mm şi lungimea 2,7 m. Diametrul interior al mantalei 200 mm. Rugozitatea medie a ţevilor $e = 0,2$ mm. Anilina se răceşte în schimbătorul de căldură cu apă de la 100 la 40°C.

Să se determine pierderea de presiune datorită frecării pentru anilină: a) considerînd curentul izoterm; b) pentru curent neizoterm la temperatura medie a peretelui 25°C.

Rezolvare. a) pierderea de presiune prin frecare pentru un curent izoterm se calculează cu formula (1-36) la temperatura medie a anilinei $\frac{100+40}{2} = 70°C$

Diametrul echivalent al spaţiului intertubular al schimbătorului de căldură este:

$$d_{ech} = \frac{4S}{P} = \frac{D^2 - nd^2}{D + nd} = \frac{200^2 - 19 \cdot 26^2}{200 + 19 \cdot 26} = 39,2 \text{ mm}$$

în care: D este diametrul interior al mantalei, în mm;
d — diametrul exterior al ţevii, în mm;
n — numărul de ţevi.

Se determină valoarea criteriului Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{0,5 \cdot 0,0392 \cdot 1\,040}{1,4 \cdot 10^{-3}} = 14\,600$$

în care: 1 040 kg/m³ este densitatea anilinei;
$1,4 \cdot 10^{-3}$ Pa·s — viscozitatea anilinei la 70°C (fig. V).

Coeficientul de frecare se determină din figura 1-5. Pentru Re = 14 600 şi $\frac{d}{e} = \frac{39,2}{0,2} = 196$ se află $\lambda = 0,034$.

Pierderea de presiune prin frecare este:

$$\Delta p_{fr} = \lambda\frac{L}{d}\,\frac{w^2\rho}{2} = \frac{0,034 \cdot 2,7 \cdot 0,5^2 \cdot 1\,040}{0,0392 \cdot 2} = 304 \text{ Pa}$$

b) dacă curentul este neizoterm (temperatura peretelui diferă de temperatura lichidului), atunci valoarea Δp_{fr} pentru curentul izoterm trebuie să fie înmulţită cu un coeficient de corecţie, care se determină ca şi pentru ţevile netede hidraulic cu ecuaţia (1-44):

$$x = \left(\frac{\text{Pr}_p}{\text{Pr}_l}\right)^{1/3}$$

în care: Pr_p este criteriul Prandtl pentru lichidul care curge la temperatura peretelui ţevii;
Pr_l — criteriul Prandtl al lichidului care curge la temperatura medie a acestuia.

Valorile criteriului Prandtl pentru anilină se găsesc în nomograma din figura XIII:
pentru $t_p = 25°C$ Pr = 47
pentru $t_l = 70°C$ Pr = 16,5

Pierderea de presiune prin frecare pentru curentul neizoterm (care se răceşte) de anilină este:

$$\Delta p_{fr} = 304\left(\frac{47}{16,5}\right)^{1/3} = 430 \text{ Pa}$$

adică mult mai mare decît pentru curentul izoterm.

Exemplul 1-37. Pentru determinarea coeficientului de amestecare longitudinală E_g într-o coloană cu umplutură pentru faza gazoasă au fost efectuate experienţe pentru obţinerea curbei de răspuns la introducerea unui indicator sub formă de impuls (momentan) în curentul de gaz la intrare.

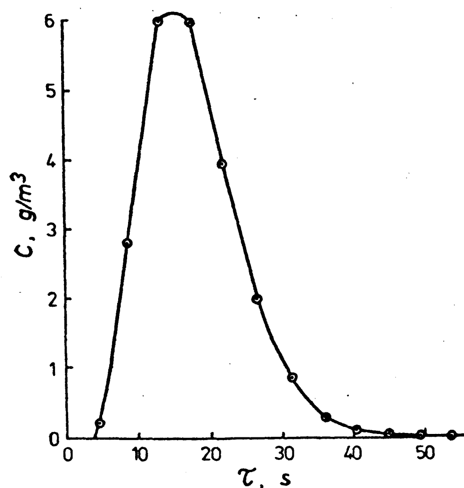


Fig. 1-23. Schiţa la exemplul 1-37.

Tabelul 1-5

τ	C	τ	C
0	0,0	31,5	0,845
4,5	0,208	36,0	0,288
9,0	2,80	40,5	0,102
13,5	6,01	45,0	0,031
18,0	5,98	49,5	0,009
22,5	3,956	54,0	0,002
27,0	2,025		

τ — timpul din momentul introducerii indicatorului, în s;
C — concentraţia indicatorului la ieşire, în g/m³.

Înălţimea stratului de umplutură 6 m. Viteza gazului în coloană (viteza fictivă) 0,4 m/s. Rezultatele obţinute sînt transcrise în tabelul 1-5 şi în figura 1-23. Să se ale mărimea E_g.

Rezolvare. Se află timpul mediu de staţionare a volumelor elementare de gaz.

$$\tau_m = \frac{\int_0^\infty \tau C d\tau}{\int_0^\infty C d\tau}$$

Cu aproximaţie pentru $\Delta\tau = \text{const.}$:

$$\int_0^\infty C d\tau \approx \Delta\tau \sum_{i=1}^{n} \frac{C_i + C_{i+1}}{2} = \frac{\Delta\tau}{2}\left(\sum_{i=1}^{n} C_i + \sum_{i=1}^{n} C_{i+1}\right) =$$

$$= \frac{4,5}{2}(22,256 + 22,254) = 100 \ \text{g·s/m}^3$$

$$\int_0^\infty \tau C d\tau \approx \frac{\Delta\tau}{2}\left(\sum_{i=1}^{n} \tau_i C_i + \sum_{i=1}^{n} \tau_{i-1} C_{i-1}\right) =$$

$$= \frac{4,5}{2}(410,265 + 410,157) = 1\,850 \ \text{g·s}^2/\text{m}^3$$

$$\tau_m = \frac{1\,850}{100} = 18,5 \ \text{s}$$

Se determină dispersia (varianţa):

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^\infty \tau^2 C d\tau}{\int_0^\infty C d\tau} - \tau_m^2$$

$$\int_0^\infty \tau^2 C d\tau \approx \Delta\tau \sum_{i=1}^{n} \frac{\tau_i^2 C_i + \tau_{i-1}^2 C_{i-1}}{2} = \frac{\Delta\tau}{2}\left(\sum_{i=1}^{n} \tau_i^2 C_i + \sum_{i=1}^{n} \tau_{i-1}^2 C_{i-1}\right) =$$

$$= \frac{4,5}{2}(8\,352,80 + 8\,346,97) = 37\,590$$

$$\sigma^2 = \frac{37\,590}{100} - 342 = 33,9 \ \text{s}^2$$

În unităţi adimensionale:

$$\sigma_\theta = \frac{\sigma^2}{\tau_m^2} = \frac{33,9}{342} = 0,0992$$

Se află criteriul Peclet modificat pentru amestecarea longitudinală $Pe = \frac{wH}{E_g}$ din ecuaţia*):

$$\sigma_\theta^2 = \frac{2}{Pe^2}(Pe - 1 + e^{-Pe})$$

Rezolvînd această ecuaţie prin metoda aproximaţiilor succesive se găseşte: Pe = 19,11.

Coeficientul amestecării longitudinale este:

$$E_g = \frac{wH}{Pe} = \frac{0,4 \cdot 6}{19,11} = 0,126 \ \text{m}^2/\text{s}.$$

1.3. PROBLEME**

1-1. Să se afle masa molară şi densitatea gazului de apă la $t = 90°C$ şi $p = 1,2$ ata. Compoziţia gazului de apă, în procente volumice, este: H_2 — 50%; CO — 40%; N_2 — 5%; CO_2 — 5%.

1-2. Să se determine densitatea bioxidului de carbon la $t = 85°C$ şi $p = 2$ ata. Presiunea atmosferică 760 mm Hg.

1-3. Compoziţia produselor de ardere a 1 kg gaze de cocserie (în kg) este: CO_2 — 1,45; N_2 — 8,74; H_2O — 1,92. Să se determine compoziţia în volume a produselor de ardere.

1-4. Depresiunea într-un turn de uscare a unei fabrici de acid sulfuric se măsoară cu un vacuummetru în formă de U, umplut cu acid sulfuric cu densitatea 1 800 kg/m³.

* Van der Laan, E. Th. Chem. Eng. Sci., 1958, v. 7, p. 187.
** Răspunsurile la probleme sînt date la pag. 483.

Vacuummetrul indică 3 cm. Care este presiunea absolută în turn, exprimată în Pa, dacă presiunea atmosferică este 750 mm Hg?

1-5. Un manometru, fixat pe o conductă plină cu lichid, indică o presiune de 0,18 kgf/cm². La ce înălțime h deasupra punctului de fixare a manometrului se ridică lichidul în piezometrul deschis, dacă acest lichid este: a) apă, b) tetraclorură de carbon (fig. 1-24.)?

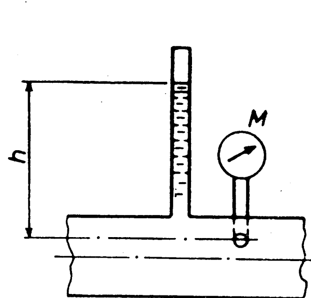


Fig. 1-24. Schița la problema 1-5.

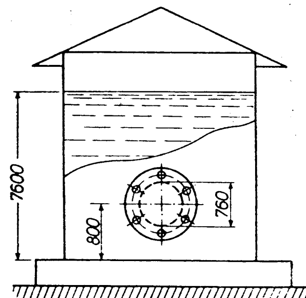


Fig. 1-25. Schița la problema 1-6.

1-6. Înălțimea nivelului păcurei într-un rezervor este 7,6 m (fig. 1-25). Densitatea relativă a păcurei este 0,96. La înălțimea de 800 mm de la fundul rezervorului se află o gură de vizitare rotundă cu diametrul 760 mm, al cărei capac este fixat cu șuruburi cu diametrul 10 mm. Admițînd că fixarea capacului se face cu șuruburi a căror rezistență admisibilă la tracțiune este 700 kgf/cm², să se determine numărul necesar de șuruburi. Să se determine de asemenea, presiunea păcurei pe fundul rezervorului.

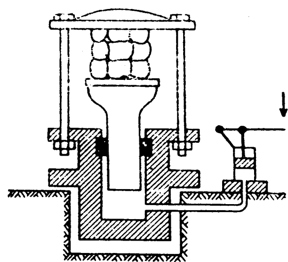


Fig. 1-26. Schița la problema 1-7.

1-7. Asupra pistonului mic cu diametrul de 40 mm al unei prese hidraulice manuale (fig. 1-26) acționează o forță de 589 N (60 kgf). Neglijînd pierderile, să se determine forța care acționează asupra obiectului presat, dacă diametrul pistonului mare este 300 mm.

1-8. Viscozitatea dinamică a unui lichid la 50°C este 30 cP. Densitatea relativă a lichidului este 0,9. Să se determine viscozitatea cinematică a lichidului.

1-9. Să se determine viscozitatea la 20°C și la presiunea atmosferică a unui amestec de hidrogen și azot, amestec care conține 75% hidrogen și 25% azot (în volume).

1-10. Se știe că viscozitatea uleiului de in la 30°C este 0,331 poise, iar la 50°C 0,176 poise. Care este viscozitatea acestui ulei la 90°C? Se va folosi regula variației lineare, luînd ca lichid standard, de exemplu, glicerina de 100%.

1-11. Un răcitor vertical este format din 19 țevi cu diametrul 20×2 mm (v. fig. 1-22). În spațiul tubular al răcitorului intră apă pe o conductă cu diametrul 57×3,5 mm. Viteza apei în această conductă este 1,4 m/s. Apa de răcire circulă de jos în sus. Să se determine viteza apei în țevile răcitorului.

1-12. Prin țevile unui schimbător de căldură, format din 379 țevi cu diametrul 16×1,5 mm, trece azot în cantitate de 6 400 m³/h, la o presiune de 3 at (6 400 m³/h sînt considerați la 0°C și 760 mm Hg). Azotul intră în schimbător la 120°C și iese cu 30°C. Să se determine viteza azotului în țevile schimbătorului de căldură la intrare și ieșire.

1-13. Un răcitor constă din două țevi concentrice de oțel, avînd diametrele d = 29 × × 25 mm și D = 54 × 2.5 mm. Prin țeava interioară trec 3,73 t/h saramură cu densitatea 1 150 kg/m³. În spațiul dintre cele două țevi trec 160 kg/h gaz la presiunea 3 ata și la

temperatura medie 0°C. Densitatea gazului în condiții normale este 1,2 kg/m³. Să se afle viteza gazului și lichidului din răcitor.

1-14. Să se determine diametrul țevii exterioare în condițiile problemei precedente, dacă gazul trece la presiunea atmosferică, avînd însă aceeași viteză și același debit masic.

1-15. Să se calculeze într-o formă generală raza hidraulică pentru o secțiune complet umplută de formă circulară, patratică, dreptunghiulară și în formă de triunghi echilateral.

1-16. Să se determine diametrul echivalent al spațiului intertubular al unui schimbător de căldură cu țevi în manta, format din 61 țevi cu diametrul 38 × 2,5 mm. Diametrul interior al mantalei 625 mm.

1-17. Să se determine regimul de curgere a apei în spațiul dintre țevile unui schimbător de căldură tip „țeavă în țeavă" (fig. 1-13). Diametrul conductei exterioare 96×3,5 mm, iar a celei interioare 57×3 mm; debitul apei 3,6 m³/h iar temperatura medie a apei 20°C.

1-18. Să se determine regimul de curgere a alcoolului etilic: a) într-o conductă cu diametrul 40 × 2,5 mm; b) într-o serpentină confecționată din aceeași țeavă. Diametrul spirei serpentinei 570 mm. Viteza alcoolului 0,13 m/s, iar temperatura medie 52°C.

1-19. Să se determine viteza locală de-a lungul axei unei conducte cu diametrul 57× 3.5 mm, prin care curge acid acetic în cantitate de 200 l/h la 38°C.

1-20. În mijlocul unei conducte cu diametrul interior 320 mm este fixat un tub Pitot-Prandtl (v. fig. 1-4), al cărui manometru diferențial plin cu apă indică o diferență de nivel de h = 5.8 mm. Prin conductă trece aer uscat la presiunea atmosferică și 21°C. Să se determine debitul masic al aerului.

1-21. Printr-un orificiu cu diametrul 10 mm, situat la fundul unui vas deschis, în care se menține un nivel constant de lichid la înălțimea de 900 mm. se scurg 750 l de lichid pe oră. Să se determine coeficientul de debit. După cît timp se golește rezervorul, dacă se întrerupe alimentarea lui cu lichid? Diametrul rezervorului este 800 mm.

1-22. Într-un rezervor de presiune cu suprafața secțiunii 3 m² intră apă. La fundul vasului se găsește un orificiu de golire. În momentul stabilizării curgerii, debitul care se scurge prin orificiu este egal cu cel care intră în rezervor, iar nivelul apei se menține la înălțimea de 1 m. Dacă se întrerupe alimentarea cu apă, nivelul va scădea și rezervorul se golește în 100 s. Să se determine debitul de alimentare cu apă a rezervorului.

1-23. Printr-o conductă orizontală cu diametrul interior 200 mm curge un ulei mineral cu densitatea relativă 0.9. Pe conductă este fixată o diafragmă (v. fig. 1-3) cu marginile ascuțite (coeficientul de debit 0,61). Diametrul orificiului diafragmei 76 mm. Manometrul diferențial fixat la diafragmă indică o diferență de presiune înainte și după diafragmă de 102 mm Hg. Să se determine viteza și debitul uleiului din conductă.

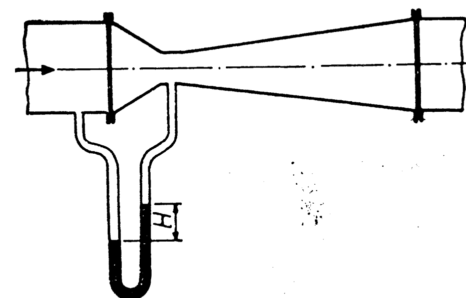


Fig. 1-27. Schița la problema 1-24.

1-24. Pe o conductă cu diametrul 160 × 5 mm este fixat un măsurător de debit „tub Venturi" (fig. 1-27), al cărui diametru interior în porțiunea îngustă este 60 mm. Prin conductă trece etan la presiunea atmosferică și 25°C. Indicația manometrului diferențial la tubului Venturi este h = 32 mm H_2O. Să se determine debitul masic al etanului care trece prin conductă (în kg/h), considerind un coeficient de debit 0,97.

1-25. Să se determine pierderea de presiune prin frecare la trecerea apei printr-o conductă de alamă cu diametrul 19 × 2 mm și lungimea 10 m. Viteza apei este 2 m/s iar temperatura 55°C. Rugozitatea se ia e = 0,005 mm.

1-26. Să se determine pierderea de presiune prin frecare într-o serpentină de plumb prin care curge acid sulfuric de 60% cu viteza 0,7 m/s, la o temperatură medie 55°C. Se admite rugozitatea maximă a țevilor de plumb din tabelul XII. Diametrul interior al țevii serpentinei 50 mm, diametrul spirei serpentinei 800 mm, iar numărul de spire 20. Lungimea serpentinei se va determina aproximativ după numărul de spire și diametrul lor.

1-27. Printr-o conductă de oţel cu diametrul interior 200 mm, lungă de 1 000 m, se transportă hidrogen cu un debit de 120 kg/h. Presiunea medie în reţea este 1 530 mm Hg. Temperatura gazului 27°C. Să se determine pierderea de presiune prin frecare.

1-28. Să se calculeze pierderea de presiune prin frecare a aburului într-o conductă de oţel, lungă de 50 m şi cu diametrul 108 × 4 mm. Presiunea aburului este 6 ata, iar viteza 25 m/s.

1-29. Cum variază pierderea de presiune prin frecare într-o conductă prin care trece azot, dacă menţinînd acelaşi debit masic de azot: a) se măreşte presiunea (absolută) a azotului de la 1 la 10 ata, temperatura rămînînd neschimbată; b) se măreşte temperatura azotului de la 0 la 80°C, păstrîndu-se aceeaşi presiune.

1-30. O conductă debitează 10 m^3/h apă. Cîtă apă va debita pe oră o conductă a cărei diametru este dublu la aceeaşi pierdere de presiune prin frecare? Coeficientul de frecare se consideră constant, iar curgerea turbulentă.

1-31. Printr-o conductă orizontală dreaptă, lungă de 150 m, trebuie să se transporte 10 m^3/h lichid. Pierderea de presiune admisibilă este de 10 m. Să se determine diametrul conductei, admiţînd un coeficient de frecare $\lambda = 0{,}03$.

1-32. Cum variază pierderea de presiune prin frecare, dacă, la acelaşi debit de lichid, se micşorează diametrul conductei la jumătate? Problema se va rezolva în două variante: a) considerînd că ambele regimuri (cel vechi şi cel nou) se găsesc în domeniul curgerii laminare; b) considerînd că ambele regimuri se găsesc în domeniul de automodelare (în care predomină forţele de inerţie).

1-33. Un lichid cu densitatea relativă 0,9 intră prin curgere liberă dintr-un vas deschis, situat la înălţime, într-o coloană de rectificare (fig. 1-28). Presiunea din coloana de rectificare citită la manometru este $p = 0{,}4$ ata. La ce înălţime x trebuie să fie nivelul lichidului în vasul de alimentare faţă de intrarea lichidului în coloană, pentru ca viteza lichidului în conductă să fie 2 m/s? Pierderea de presiune prin frecare şi rezistenţe locale corespunde la 2,5 m. Se foloseşte ecuaţia Bernoulli.

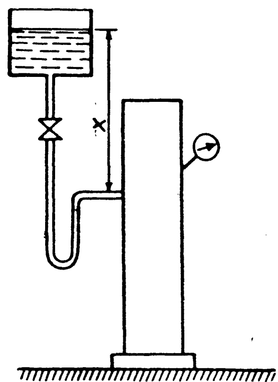


Fig. 1-28. Schiţa la problema 1-33.

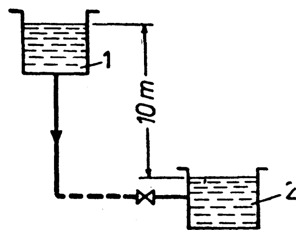


Fig. 1-29. Schiţa la problema 1-34.

1-34. O soluţie de glicerină de 86% se scurge din rezervorul 1 în aparatul 2 printr-o conductă cu diametrul 20 × 2 mm (fig. 1-29). Diferenţa de nivel a soluţiei este 10 m, iar lungimea totală a conductei 110 m. Să se determine debitul de soluţie, dacă densitatea relativă este 1,23, iar viscozitatea 97 cP. Rezistenţele locale se neglijează. Regimul de curgere se consideră laminar (cu verificare ulterioară). Nivelul soluţiei în rezervor se admite constant.

1-35. 20 t/h clorbenzen la 45°C se pompează din reactorul *1* în vasul de presiune *2* (fig. 1-30). În reactor deasupra lichidului se menţine o depresiune de 200 mm Hg, iar în vasul de presiune presiunea atmosferică. Conducta este confecţionată din ţevi de oţel de diametru 76×4 mm, lungă de 26,6 m, cu coroziune neînsemnată. Pe conductă se găsesc două robinete, o diafragmă ($d_0 = 48$ mm) şi 5 curbe de 90° $\left(\frac{R_0}{d} = 3\right)$. Clorbenzenul se pompează la o înălţime $H = 15$ m. Să se determine puterea pompei, la un randament total 0,7.

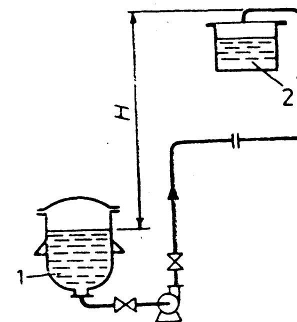


Fig. 1-30. Schiţa la problema 1-35.

1-36. Un schimbător de căldură tubular cu manta (v. fig. 1-22) are 187 ţevi de oţel cu coroziune neînsemnată ($e = 0{,}2$ mm), cu diametrul 18 × 2 mm şi lungimea 1,9 m. Mantaua are diametrul 426 × 12 mm. Prin spaţiul intertubular, paralel cu axa ţevilor, circulă 3 000 m^3/h (consideraţi în condiţii normale) azot la presiunea atmosferică şi temperatura medie −10°C. Diametrul racordului de intrare şi ieşire 250 mm. Să se determine rezistenţa hidraulică a spaţiului intertubular.

1-37. Într-un schimbător de căldură tip „ţeavă în ţeavă" (v. fig. 1-13), format din două ţevi concentrice (ţeava interioară are diametrul 44,5 × 3,5 şi ţeava exterioară 89 × 5 mm) se răcesc 1 900 kg/h toluen de la 70 la 30°C. Toluenul circulă prin spaţiul inelar dintre ţeava exterioară şi cea interioară, iar prin ţeava interioară curge apă de răcire, care se încălzeşte de la 14 la 21°C. Să se determine pierderea de presiune prin frecare pentru toluen şi apă, considerînd că ţevile de oţel au coroziune neînsemnată şi temperatura peretelui ţevii interioare este 25°C.

1-38. Să se transforme formula (1-40) sub formă criterială.

1-39. La ce scară trebuie să se aleagă un model, dacă în aparatul industrial lichidul este ţiţei, iar în model apa, ştiind că viscozitatea cinematică a apei este de 50 de ori mai mică decît a ţiţeiului? Ce viteză trebuie să aibă apa în model, dacă viteza ţiţeiului în aparatul industrial este 1 m/s? Se modelează simultan forţele de frecare şi de gravitaţie.

1-40. Să se determine puterea necesară pentru a transporta cu o pompă 4,6 m^3/h soluţie refrigerentă (soluţie de 25% $CaCl_2$) din instalaţia de răcire în condensatorul aşezat deasupra coloanei de rectificare. Înălţimea de ridicare este 16 m; viscozitatea soluţiei 9,5 cP; densitatea 1 200 kg/m^3; diametrul conductei 32 × 2,5 mm; lungimea totală 80 m. Conducta de oţel are o coroziune neînsemnată. Pe conductă sînt montate 6 curbe de 90° ($R_0/d = 4$) şi 4 robinete normale. Randamentul total al pompei şi electromotorului se consideră 0,5.

1-41. Printr-o conductă orizontală se pompează un lichid. De cîte ori se măreşte consumul de energie necesar pompării, dacă prin aceeaşi conductă trebuie să treacă o cantitate dublă de lichid? Coeficientul de frecare se consideră constant, iar $\Delta p_{st} = 0$.

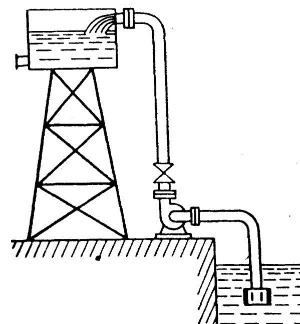


Fig. 1-31. Schiţa la problema 1-43.

1-42. Printr-o conductă de oţel cu diametrul interior 75 mm se pompează 25 m^3/h lichid cu densitatea 1 200 kg/m^3 şi viscozitatea 1,7 cP. Diferenţa de înălţime între punctul iniţial şi final este 24 m, iar lungimea conductei 112 m. Conducta este prevăzută cu două robinete normale şi 5 curbe de 90°, cu raza de curbură 300 mm. Ţevile au coroziune neînsemnată. Să se determine puterea necesară, dacă randamentul total al instalaţiei de pompare este 0,6.

1-43. Dintr-un rîu se trimite cu o pompă apă la 10°C într-un rezervor deschis (fig. 1-31). Nivelul apei în rezervor este cu 50 m mai sus decît nivelul apei din rîu. Conducta este din oţel cu coroziune neînsemnată, cu diametrul interior 80 mm. Lungimea de calcul (lungimea proprie plus suma lungimilor echivalente pentru curbe, robinete, etc.) este 165 m. Pompa debitează 575 l/min. Care este puterea consumată de pompă, dacă randamentul instalaţiei de pompare este 0,55?

1-44. Printr-o conductă dreaptă, cu secţiune dreptunghiulară cu laturile 400×600 mm, confecţionată din tablă de oţel, trebuie să se transporte 14 400 kg/h aer la 27°C şi la presiunea atmosferică. Lungimea conductei este 60 m. Să se afle puterea electromotorului, dacă randamentul său este 0,95, iar randamentul ventilatorului 0,4.

1-45. Printr-o conductă cu diametrul interior 100 mm se transportă bioxid de carbon sub presiunea de 2 at (după manometru), la temperatura medie 75°C, cu o viteză masică 30 kg/m²·s. Coroziunea ţevii este $e = 0,7$ mm. Să se determine rezistenţa hidraulică a conductei orizontale de lungime 90 m, avînd 4 coturi de 90° şi o vană. Să se determine de asemenea, puterea necesară suflantei pentru transportul bioxidului de carbon, dacă randamentul ei este 50%.

1-46. Dintr-un rezervor, situat la 7,2 m înălţime, se scurge alcool etilic de 40% printr-o conductă cu diametrul $33,5 \times 2,8$ mm. Pe conductă se găseşte un robinet cu cep şi două coturi de 90°. Lungimea totală a conductei este 49 m. Să se determine viteza alcoolului în conductă. Coeficientul de frecare se admite aproximativ 0,025. Cunoscînd viteza să se verifice valoarea coeficientului de frecare. Temperatura alcoolului 35°C.

1-47. Printr-o conductă cu diametrul $26,8 \times 2,5$ mm curge nitrobenzen cu temperatura de 44°C. Punctul iniţial al conductei este mai sus cu 200 mm faţă de punctul final. Lungimea părţii orizontale a conductei este 242 m. În calculul rezistenţei se consideră numai rezistenţa prin frecare. Să se afle debitul masic al nitrobenzenului şi să se verifice regimul de curgere considerat.

1-48. Într-un aparat care lucrează sub o presiune de 2 ata trebuie să se pompeze apă dintr-un rezervor printr-o conductă cu diametrul 70 mm. Punctul superior al conductei este mai înalt cu 5 m decît nivelul apei din rezervor. Lungimea de calcul a conductei (lungimea proprie plus suma lungimilor echivalente ale rezistenţelor locale) este 350 mm. Coeficientul de frecare $\lambda = 0,03$. Să se stabilească relaţia între debitul de apă care curge prin conductă şi pierderea de presiune pentru învingerea tuturor rezistenţelor din conductă (să se afle ecuaţia caracteristicii reţelei).

1-49. O pompă centrifugă are următoarele caracteristici:

Debitul apei, în m³/h	12	18	24	30
Înălţimea manometrică, în m	38	36	32	26

Cîtă apă va debita această pompă, dacă e cuplată să lucreze în condiţiile reţelei din problema 1-48? Să se afle punctul de lucru.

1-50. Un ventilator debitează 12 500 m³/h aer aspirat din atmosferă. Ce debit masic de aer va debita ventilatorul iarna ($t = -15$°C) şi vara ($t = 30$°C)?

1-51. Să se determine presiunea dezvoltată de un ventilator, care debitează aer din atmosferă la 18°C într-un spaţiu cu o suprapresiune de 43 mm H_2O. Pierderea de presiune în conductă este 275 Pa, iar viteza aerului în ea 11.5 m/s.

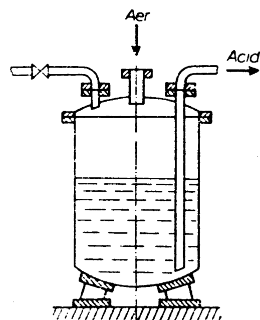


Fig. 1-32. Schiţa la problema 1-52.

1-52. Ce presiune absolută (în ata) trebuie să aibă aerul introdus într-un montejus (fig. 1-32) pentru ridicarea la o înălţime de 21 m a unui acid sulfuric cu densitatea relativă 1,78? Se neglijează rezistenţele hidraulice.

1-53. Viteza apei la ieşirea din difuzorul unui injector orizontal (v. fig. 2-10) este 2,35 m/s. Apa iese din difuzor cu presiunea atmosferică. Diametrul orificiului la ieşirea din difuzor este 62 mm, iar diametrul orificiului ajutajului (duzei) (secţiunea I) este 30 mm. Neglijînd pierderile, să se determine înălţimea teoretică H pînă la care poate fi ridicată apa dintr-un rezervor deschis.

1-54. Să se determine rezistenţa hidraulică a unui strat de 3 m de umplutură uscată, format din inele ceramice de $15 \times 15 \times 2$ mm. Prin umplutură se trimite aer cu temperatura 20°C şi la presiunea atmosferică. Viteza aerului 0,4 m/s (viteza fictivă).

2. POMPE, VENTILATOARE, COMPRESOARE

2.1. FORMULE DE CALCUL

1. Înălţimea totală de ridicare (numită curent înălţime manometrică H_m) a unei pompe (fig. 2-1) se determină cu ecuaţia:

$$H_m = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_g + h_p \tag{2-1}$$

identică cu ecuaţia (1-49), în care:

H_m este înălţimea totală de ridicare a pompei, în metri coloană de lichid care se pompează;
p_2 şi p_1 — presiunile de refulare şi de aspiraţie, în Pa;
ρ — densitatea lichidului pompat, în kg/m³;
H_g — înălţimea geometrică de ridicare a lichidului, în m;
h_p — pierderea de presiune pentru crearea vitezei şi pentru învingerea frecării şi a tuturor rezistenţelor locale în conductele de aspiraţie şi de refulare, în m;
$g = 9,81$ m/s² — acceleraţia căderii libere.

Înălţimea totală H_m poate fi exprimată şi printr-o altă ecuaţie:

$$H_m = \frac{p_{ref} - p_{asp}}{\rho g} + H_0 + \frac{w_{ref}^2 - w_{asp}^2}{2g} \tag{2-2}$$

în care: p_{ref} este presiunea în conducta de refulare la ieşirea lichidului din pompă, în Pa;
p_{asp} — presiunea în conducta de aspiraţie la intrarea lichidului în pompă, în Pa;
H_0 — distanţa pe verticală între punctele în care se măsoară p_{ref} şi p_{asp}, în m;
w_{ref} — viteza lichidului în conducta de refulare, în m/s;
w_{asp} — viteza lichidului în conducta de aspiraţie, în m/s.

Dacă vitezele de refulare şi de aspiraţie sînt de valoare apropiată şi distanţa H_0 este mică, ecuaţia (2-2) se simplifică:

$$H_m \approx \frac{p_{ref} - p_{asp}}{\rho g} \tag{2-2a}$$

Formulele (2-1) şi (2-2) se obţin din ecuaţia Bernoulli, exprimată pentru secţiunile corespunzătoare ale curentului. Formula (2-2) se utilizează la verificarea pompelor în funcţiune, iar formula (2-1) la proiectarea instalaţiilor de pompare.

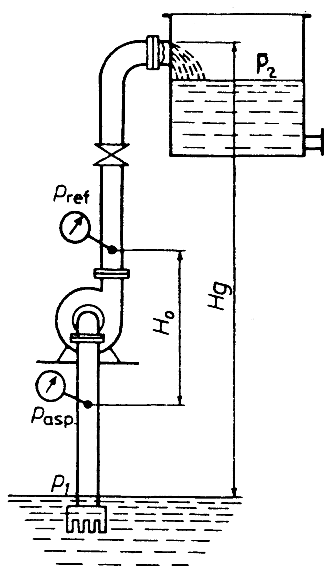


Fig. 2-1. Schema unei instalații de pompare.

2. Puterea P (în kW) a motorului pompei se calculează cu formula :

$$P = \frac{V\rho g H_m}{1\,000\,\eta} \qquad (2\text{-}3)$$

în care : V este debitul volumic* al pompei, în m^3/s ;
ρ — densitatea lichidului pompat, în kg/m^3 ;
g — accelerația căderii libere ($g = 9{,}81\ m/s^2$) ;
H_m — înălțimea totală de ridicare a pompei, în metri coloană de lichid ridicat ;
η — randamentul total al instalației de pompare, care reprezintă produsul dintre randamentul pompei η_p, randamentul transmisiei η_t și randamentul motorului η_m :

$$\eta = \eta_p \eta_t \eta_m \qquad (2\text{-}4)$$

Motorul instalat are o putere P_{inst} ceva mai mare decît cea calculată cu formula (2-3), pentru a dispune de o rezervă la o eventuală supraîncărcare :

$$P_{inst} = \beta P$$

în care : P_{inst} este puterea instalată ;
P — puterea necesară.

Coeficientul de siguranță al puterii β se alege în funcție de valoarea lui P (tabelul 2-1).

Tabelul 2-1

P, kW	β
<1	2 –1,5
1– 5	1,5–1,2
5–50	1,2–1,15
<50	1,1

3. Înălțimea teoretică de aspirație a unei pompe cu piston H_{asp} (fig. 2-2) se determină cu ajutorul expresiei :

$$H_{asp} \leqslant p_{atm} - h_t - \Sigma h_p \qquad (2\text{-}5)$$

în care : p_{atm} ete presiunea atmosferică ;
h_t — presiunea vaporilor saturanți ai lichidului aspirat la temperatura de pompare t ;
Σh_p — pierderile pe conducta de aspirație, care cuprind consumul de energie pentru imprimarea vitezei lichidului, pierderea datorită inerției și a rezistențelor locale pe conducta de aspirație ; Σh_p crește cu mărirea numărului de ture al pompei.

* În manualele despre pompe și ventilatoare debitul volumic al fluidelor se notează obișnuit cu Q.

Toate mărimile : p_{atm}, h_t, Σh_p sînt exprimate în metri de lichid pompat.

Presiunea atmosferică p_{atm} depinde de altitudinea locului de amplasare a instalației deasupra nivelului mării (tabelul XIX).

Presiunea vaporilor saturanți ai lichidului aspirat h_t este determinată de temperaturalui acestuia. Pentru apă valoarea h_t este dată în tabelul 2-2.

Practic pentru determinarea înălțimii de aspirație (în m) admisibilă la pomparea apei cu o pompă cu piston se recomandă datele din tabelul XX.

4. Debitul unei pompe cu piston :

a) pompă cu efect simplu și diferențială :

$$V = \eta_v \frac{Ssn}{60} \text{ în } m^3/s \qquad (2\text{-}6)$$

b) pompă cu dublu efect :

$$V = \eta_v \frac{(2S - S')sn}{60} \text{ în } m^3/s \qquad (2\text{-}7)$$

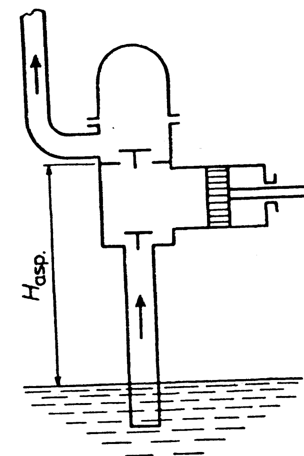


Fig. 2-2. Schema unei pompe cu piston.

Tabelul 2-2

Temperatura, °C	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Presiunea vaporilor saturanți, h_t : — m H_2O	0,09	0,12	0,24	0.43	0.75	1,25	2,02	3,17	4,82	7,14	10,33
— kPa	0,88	1,18	2,36	4,22	7.36	12,26	19,82	31,10	47,30	70,04	101,3

În aceste formule :
η_v este randamentul volumic, a cărui valoare este în medie 0,8...0,9 ;
S — suprafața de lucru (secțiunea) a pistonului (plunjerului), în m^2 ;
S' — secțiunea tijei pistonului, în m^2 ;
s — cursa pistonului, în m ;
n — numărul de ture, adică numărul de curse duble ale pistonului pe minut.

5. Înălțimea de ridicare și debitul unei pompe centrifuge la un număr de ture dat sînt interdependente. Dacă pe graficul acestei relații, denumit caracteristica pompei, se reprezintă curba caracteristică a rețelei (fig. 2-3), intersecția celor două curbe dă așa numitul punct de lucru, care determină

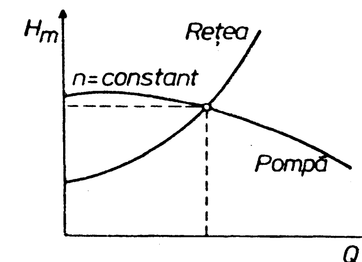


Fig. 2-3. Caracteristicile unei pompe centrifuge și a rețelei.

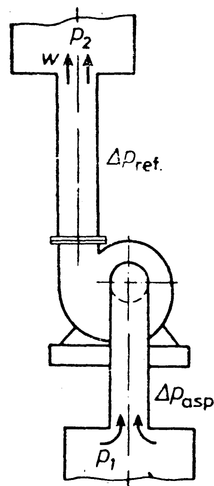


Fig. 2-4. Schema unui ventilator.

înălţimea de ridicare şi debitul pompei care funcţionează în acea reţea.

Randamentul pompei centrifuge variază dacă se schimbă înălţimea şi debitul.

La variaţia numărului de rotaţii în limite nu prea mari n ale pompei centrifuge, variaţia debitului V, a înălţimii H_m şi a puterii P se determină cu următoarele relaţii :

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{n_1}{n_2}; \quad \frac{H_{m_1}}{H_{m_2}} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2; \quad \frac{P_1}{P_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3 \qquad (2\text{-}8)$$

Înălţimea de aspiraţie a unei pompe centrifuge H_{asp} (în m) se calculează cu formula :

$$H_{asp} \leqslant p_{atm} - h_t - h_{p.asp} - h_{cav}$$

în care : p_{atm} este presiunea atmosferică ;

h_t — presiunea vaporilor saturanţi ai lichidului aspirat ;

$h_{p.asp}$ — rezistenţa hidraulică pe conducta de aspiraţie, inclusiv consumul de energie pentru imprimarea vitezei curentului de lichid ;

h_{cav} — corecţia pentru cavitaţie (scăderea înălţimii de aspiraţie pentru evitarea cavitaţiei), dependentă de debitul V (în m³/s) şi de numărul de ture n (în rot/min) ;

$$h_{cav} = 0{,}00125(Vn^2)^{0{,}67}.$$

Toate mărimile : p_{atm}, h_t, $h_{p.asp}$, h_{cav} sînt exprimate în metri coloană de lichid pompat.

6. Presiunea produsă de un ventilator* (fig. 2-4) la debitarea aerului se determină cu ecuaţiile :

$$\Delta p = (p_2 - p_1) + (\Delta p_{asp} + \Delta p_{ref}) + \frac{w^2\rho}{2} \qquad (2\text{-}9)$$

sau

$$\Delta p = \left(p_{st\cdot ref} + \frac{w_{ref}^2\rho}{2}\right) - \left(p_{st.asp} + \frac{w_{asp}^2\rho}{2}\right) \qquad (2\text{-}10)$$

în care : p_1 este presiunea în spaţiul din care ventilatorul aspiră aerul, în Pa ;

p_2 — presiunea în spaţiul în care ventilatorul suflă aerul, în Pa ;

* În lucrările care tratează despre instalaţiile de ventilaţie, această presiune se numeşte uneori presiunea totală a ventilatorului şi se notează cu H.

Δp_{asp} şi Δp_{ref} — pierderile de presiune în conductele de aspiraţie şi de refulare ;

w — viteza aerului la ieşirea din reţea, în m/s ;

$p_{st.asp}$ şi $p_{st.ref}$ — presiunile statice înainte şi după ventilator, în Pa ;

w_{asp} şi w_{ref} — viteza aerului în conductele de aspiraţie şi de refulare, în m/s ;

ρ — densitatea aerului, în kg/m³.

Ecuaţia (2-9) este identică cu ecuaţia (2-1) pentru pompe şi cu ecuaţia (1-49). Ecuaţia (2-10) este identică cu ecuaţia (2-2) pentru pompe. Dacă ventilatorul debitează nu aer, ci un alt gaz, a cărui densitate este diferită de aceea a aerului înconjurător, atunci în formulele anterioare ρ este densitatea gazului, iar în partea dreaptă a ecuaţiei (2-9) se adaugă mărimea :

$$\Delta p_g = (\rho - \rho_{aer})gh$$

în care h este diferenţa între înălţimea locurilor de aspiraţie şi de refulare, în m.

Puterea P (în kW) consumată de o instalaţie de ventilaţie se calculează cu formula :

$$P = \frac{V\Delta p}{1\,000\,\eta} \qquad (2\text{-}11)$$

în care : V este debitul ventilatorului, în m³/s ;

Δp — presiunea realizată de ventilator, în Pa ;

$\eta = \eta_v\eta_i\eta_m$ — randamentul total al ventilatorului — v. ecuaţia (2-4).

7. La fel ca în cazul pompelor centrifuge, caracteristica grafică a ventilatorului îşi modifică poziţia odată cu schimbarea turaţiei ventilatorului. În acest caz relaţia între parametrii iniţiali şi parametrii noi de funcţionare ai ventilatorului centrifugal se determină, în limite nu prea mari, cu formulele (2-8).

În figura 2-5 este reprezentată caracteristica unui ventilator centrifugal la diferite turaţii.

8. Lucrul mecanic teoretic L_{ad} (în J/kg) consumat de un compresor cu o singură treaptă, la comprimarea adiabatică (izentropică) a 1 kg de gaz, se poate calcula cu formula :

$$L_{ad} = \frac{k}{k-1}p_1v_1\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1\right] =$$

$$= \frac{k}{k-1}RT_1\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1\right] \qquad (2\text{-}12)$$

sau cu formula :

$$L_{ad} = i_2 - i_1 \qquad (2\text{-}13$$

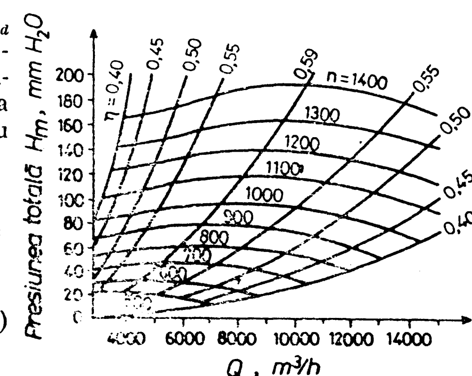


Fig. 2-5. Caracteristica ventilatorului centrifugal.

Temperatura gazului la sfîrşitul comprimării adiabatice se determină cu ecuaţia :

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} \qquad (2\text{-}14)$$

În aceste formule :

k este exponentul adiabatic, egal cu raportul c_p/c_v ;
p_1 şi p_2 — presiunea iniţială şi finală, în Pa ;
v_1 — volumul specific al gazului în condiţiile iniţiale, adică la presiunea p_1 şi temperatura T_1, în m³/kg ;
i_1 şi i_2 — entalpia iniţială şi finală a gazului, în J/kg ;
R — constanta gazului, egală cu $\frac{8\,310}{M}$, în J/kg·K ;
M — masa molară a gazului.

Puterea P (în kW) necesară pentru un compresor cu o singură treaptă, care comprimă G kg/gaz pe oră de la presiunea iniţială p_1 la presiunea finală p_2, se calculează cu formula :

$$P = \frac{GL_{ad}}{3\,600 \cdot 1\,000\,\eta} \qquad (2\text{-}15)$$

în care η este randamentul adiabatic total al instalaţiei de comprimare.

9. Debitul (în m³/s) al unui compresor cu piston cu acţiune simplă se determină cu ecuaţia :

$$V = \lambda \frac{Ssn}{60} \qquad (2\text{-}16)$$

în care : λ este coeficientul de debit, adimensional ;
S — secţiunea pistonului, în m² ;
s — lungimea cursei pistonului, în m ;
n — numărul de rotaţii pe minut.

Coeficientul de debit este dat de relaţia :

$$\lambda = (0,8\ldots0,95)\lambda_0$$

În această relaţie λ_0 este randamentul volumic al compresorului, dat de relaţia :

$$\lambda_0 = 1 - \varepsilon_0\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{1}{m}} - 1\right] \qquad (2\text{-}17)$$

în care : ε_0 este raportul dintre spaţiul mort al cilindrului şi volumul descris de piston ;
m — exponentul politropic de destindere a gazului care rămîne în spaţiul mort.

10. Lucrul mecanic teoretic L_{ad} (în J/kg), consumat de un compresor cu mai multe trepte la comprimarea adiabatică a 1 kg gaz de la presiunea iniţială p_1 la presiunea finală p_f, se determină cu formula :

$$L_{ad} = np_1v_1\frac{k}{k-1}\left[\left(\frac{p_f}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1\right] = nRT_1\frac{k}{k-1}\left[\left(\frac{p_f}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1\right] \qquad (2\text{—}18)$$

sau cu formula :

$$L_{ad} = \Delta i_1 + \Delta i_2 + \ldots + \Delta i_n \qquad (2\text{-}19)$$

în care : n este numărul treptelor de comprimare ;
$\Delta i_1, \Delta i_2, \ldots$ — diferenţa de entalpie între treptele 1, 2,... [formula (2-13)].

Puterea necesară la un compresor cu mai multe trepte se calculează cu formula (2-15). Pentru compresoarele de aer se utilizează uneori şi ecuaţia aproximativă :

$$P = \frac{1{,}69GL_{iz}}{3\,600 \cdot 1\,000} = \frac{1{,}69GRT_1\ln\frac{p_f}{p_1}}{3\,600 \cdot 1\,000} \qquad (2\text{-}20)$$

în care : P este puterea, în kW ;
1,69 — coeficient practic care ţine seama de diferenţa dintre procesul real de comprimare şi cel izoterm.

Debitul unui compresor cu mai multe trepte este determinat de debitul primei trepte.

Neglijînd pierderile de presiune dintre trepte, numărul treptelor de comprimare n se determină cu aproximaţie cu ecuaţia :

$$x^n = \frac{p_f}{p_1} \qquad (2\text{-}21)$$

de unde

$$n = \frac{\lg p_f - \lg p_1}{\lg x}$$

în care x este gradul de comprimare realizat într-o singură treaptă.

Ecuaţiile (2-18) şi (2-21) sînt valabile pentru gaze cvasi ideale ($z = 1$) cu condiţia ca temperatura de intrare în fiecare treaptă să fie aceeaşi şi ca raportul între presiunea de refulare şi de aspiraţie al tuturor treptelor să fie constant.

2.2. EXEMPLE

Exemplul 2-1. Manometrul de pe conducta de refulare a unei pompe (v. fig. 2-1), care transportă 8,4 m³ apă pe minut indică o presiune de 3,8 kgf/cm² Vacuummetrul fixat pe conducta de aspiraţie indică un vid de 21 cm Hg. Distanţa pe verticală între locul de fixare a manometrului şi vacuummetrului este 410 mm. Diametrul conductei de aspiraţie este 350 mm, iar al celei de refulare 300 mm. Să se determine înălţimea totală de ridicare a pompei.

Rezolvare. Se utilizează formula (2-2).

Viteza apei în conducta de aspiraţie este :

$$w_{asp} = \frac{8{,}4}{60 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}35^2} = 1{,}45 \text{ m/s}$$

$$w_{ref} = \frac{8{,}4}{60 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}30^2} = 1{,}98 \text{ m/s}$$

Presiunea în conducta de refulare (admițînd presiunea atmosferică $1{,}013 \cdot 10^5$ Pa, adică 760 mm Hg) :

$$p_{ref} = (3{,}8 + 1{,}03)9{,}81 \cdot 10^4 = 474\,000 \text{ Pa}$$

Presiunea în conducta de aspirație este :

$$p_{asp} = (0{,}76 - 0{,}21)133{,}3 \cdot 1\,000 = 73\,300 \text{ Pa}$$

Înălțimea totală de ridicare a pompei este :

$$H_m = \frac{474\,000 - 73\,300}{1\,000 \cdot 9{,}81} + 0{,}41 + \frac{1{,}98^2 - 1{,}45^2}{2 \cdot 9{,}81} = 40{,}8 + 0{,}41 +$$

$$+ 0{,}09 = 41{,}3 \text{ m } H_2O$$

Exemplul 2-2. O pompă cu piston care face 150 rot/min, trebuie să transporte apă încălzită la 60°C. Calcule preliminare au indicat o pierdere de energie de 6,5 m H_2O pentru imprimarea vitezei, învingerea inerției și a rezistențelor hidraulice pe conducta de aspirație. Presiunea atmosferică medie la locul de instalare a pompei este 736 mm Hg. La ce înălțime deasupra nivelului apei trebuie să fie instalată pompa ?

Rezolvare. Expresia $p_{atm} - h_t - \Sigma h$ [formula (2-5)] în acest caz este egală cu :

$$\frac{0{,}736 \cdot 13\,600}{1\,000} - 2{,}02 - 6{,}5 = 1{,}48 \text{ m}$$

în care h_t este luat din tabelul 2-2.

Prin urmare, înălțimea teoretică de aspirație nu poate fi mai mare de 1,48 m. Practic, după datele din tabelul XX, înălțimea de aspirație în acest caz (la $n = 150$ rot/min) este egală cu zero, adică pompa trebuie să fie instalată mai jos de nivelul lichidului („pompă înecată").

Exemplul 2-3. O pompă cu piston cu dublu efect (fig. 2-6) transportă 22,8 m^3/h lichid. Turația pompei este 65 rot/min, diametrul plunjerului 125 mm, diametrul tijei 35 mm, raza manivelei 136 mm. Să se determine coeficientul de debit al pompei.

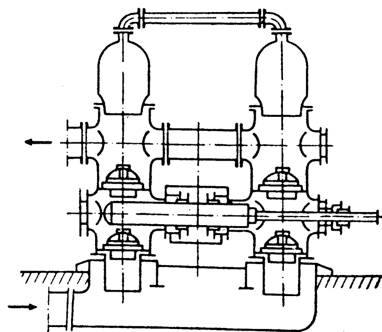


Fig. 2-6. Schița la exemplul 2-3.

Rezolvare. Volumul deplasat de plunjer la o rotație :

$$(2S - S')s = (2 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}125^2 - 0{,}785 \cdot 0{,}035^2)0{,}272 = 0{,}00637 \text{ m}^3$$

în care 0,272 m este lungimea cursei plunjerului, egală cu dublul razei manivelei.

Debitul teoretic al pompei la 65 rot/min este :

$$65 \cdot 0{,}00637 = 0{,}413 \text{ m}^3/\text{min}$$

Debitul real al pompei :

$$\frac{22{,}8}{60} = 0{,}38 \text{ m}^3/\text{min}$$

de unde coeficientul de debit :

$$\eta_v = \frac{0{,}38}{0{,}413} = 0{,}92$$

Exemplul 2-4. Cu o pompă cu piston cu simplu efect (v. fig. 2-2), avînd diametrul pistonului 160 mm și cursa 200 mm, trebuie să se transporte 430 l/min lichid cu densitatea relativă 0,93 dintr-un rezervor într-un aparat în care presiunea este 3,2 at. Presiunea în rezervor este cea atmosferică. Înălțimea geometrică de ridicare este 19,5 m. Pierderea de presiune în conducta de aspirație este 1,7 m, iar în conducta de refulare 8,6 m. Care va fi turația pompei și puterea motorului, la un coeficient de debit al pompei 0,85, randamentul pompei 0,8, iar pentru transmisie și electromotor cîte un randament de 0,95 ?

Rezolvare. Din formula (2-6) se găsește :

$$n = \frac{V \cdot 60}{\eta_v S s}$$

În acest caz :

$$V = \frac{430}{1\,000 \cdot 60} = 0{,}00717 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$S = 0{,}785 \cdot 0{,}16^2 = 0{,}0201 \text{ m}^2$$

$$n = \frac{0{,}00717 \cdot 60}{0{,}85 \cdot 0{,}0201 \cdot 0{,}2} = 126 \text{ rot/min}$$

Înălțimea de ridicare a pompei se determină cu formula (2-1) :

$$H_m = \frac{3{,}2 \cdot 1\,000 \cdot 9{,}81}{930 \cdot 9{,}81} + 19{,}5 + 10{,}3 = 64{,}2 \text{ m.}$$

Puterea necesară motorului pompei se calculează cu formula (2-3) :

$$P = \frac{0{,}43 \cdot 930 \cdot 9{,}81 \cdot 64{,}2}{60 \cdot 1\,000 \cdot 0{,}72} = 5{,}82 \text{ kW}$$

în care 0,72 este randamentul total al instalației de pompare, egal cu :

$$\eta_v \eta_t \eta_m = 0{,}8 \cdot 0{,}95 \cdot 0{,}95 = 0{,}72$$

Conform datelor din tabelul 2-1, este necesar să se instaleze, cu luarea în considerare a unui plus pentru supraîncărcare, un electromotor cu puterea :

$$5{,}82 \cdot 1{,}17 = 6{,}8 \text{ kW}$$

Exemplul 2-5. O pompă centrifugă, cu turația 1 200 rot/min, a dat la încercări următoarele date :

V, l/s	0	10,8	21,2	29,8	40,4	51,1
H_m, m	23,5	25,8	25,4	22,1	17,3	11,9
P, kW	5,16	7,87	10,1	11,3	12,0	18,5

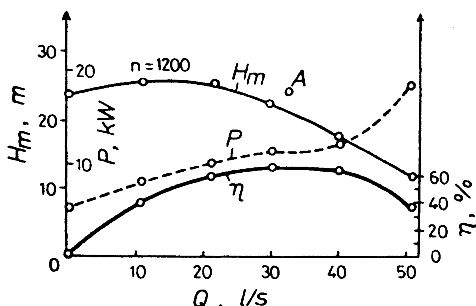


Fig. 2-7. Schița la exemplele 2-5 și 2-6.

S-a pompat o soluție cu densitatea relativă 1,12. Să se determine randamentul pompei pentru fiecare debit și să se construiască caracteristica grafică a pompei.

Rezolvare. Din ecuația :

$$P = \frac{V\rho g H_m}{1\,000\,\eta}$$

rezultă relația pentru randamentulpompei :

$$\eta = \frac{V\rho g H_m}{1\,000\,P}$$

Cu această formulă s-au calculat următoarele valori ale randamentului pompei :

V,l/s	0	10,8	21,2	29,8	40,4	51,1
η	0	0,39	0,587	0,643	0,637	0,36

Caracteristica grafică a pompei este reprezentată în figura 2-7.

Exemplul 2-6. Se cere să se transporte 115 m^3/h soluție cu densitatea relativă 1,12 dintr-un rezervor într-un aparat situat la înălțimea de 10,8 m, măsurată de la nivelul lichidului din rezervor. Presiunea în aparat este 0,4 at, iar presiunea în rezervor cea atmosferică. Conducta are diametrul 140 × 4,5 mm, iar lungimea calculată (lungimea proprie plus lungimea echivalentă pentru rezistențele locale) 140 m. Se poate utiliza pompa centrifugă din exemplul anterior, dacă se consideră coeficientul de frecare în conductă $\lambda = 0,03$?

Rezolvare. Se determină înălțimea totală de ridicare pe care trebuie să o învingă pompa.

Viteza lichidului este :

$$w = \frac{115}{3\,600 \cdot 0,785 \cdot 0,131^2} = 2,37 \text{ m/s}$$

Pierderea datorită vitezei este :

$$h_w = \frac{w^2}{2g} = \frac{2,37^2}{2 \cdot 9,81} = 0,286 \text{ m}$$

Pierderea de presiune datorită frecării și rezistențelor locale este :

$$h_{f+rl} = \frac{\lambda(L + L_{ech})}{d}\, h_w = \frac{0,03 \cdot 140}{0,131}\, 0,286 = 9,16 \text{ m}$$

Înălțimea totală de ridicare a pompei se calculează cu formula (2-1) :

$$H_m = \frac{0,4 \cdot 10\,000 \cdot 9,81}{1\,120 \cdot 9,81} + 10,8 + 9,16 + 0,286 = 23,8 \text{ m}$$

Debitul pompei este :

$$V = \frac{115 \cdot 1\,000}{3\,600} = 32 \text{ l/s}$$

Din figura 2-7 se observă că punctul *A* cu coordonatele $V = 32$ l/s și $H = 23,8$ m se găsește deasupra curbei caracteristice a pompei și prin urmare pompa dată cu 1 200 rot/min nu poate da debitul necesar (la $H_m = 23,8$ m pompa poate transporta numai 26 l/s). Dacă însă se mărește turația, poate ar putea satisface debitul cerut. Utilizînd relația (2-8) :

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{n_1}{n_2} \text{ și } \frac{H_{m1}}{H_{m2}} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2$$

se poate găsi noua turația a pompei.

Dacă, de exemplu, se admite $n_2 = 1\,260$ rot/min și se recalculează datele exemplului 2-5 cu formula (2-8), se obțin datele din tabelul 2-3.

Trasînd după datele tabelului 2-3 caracteristica pompei la $n_2 = 1\,260$ rot/min (fig. 2-8), se constată că la această turație pompa realizează debitul necesar (32 l/s) și înălțimea dată 23,8 m.

Tabelul 2-3

$n_1 = 1\,200$ rot/min	V_1, l/s	21,2	29,8	40,4
	H_1, m	25,4	22,1	17,3
$n_2 = 1\,260$ rot/min	V_2, l/s	22,3	31,3	42,5
	H_2, m	28,0	24,4	19,1

Puterea necesară pompei pentru noua turație se calculează cu formula :

$$P = \frac{V\rho g H_m}{1\,000\,\eta}$$

considerînd că randamentul pompei nu s-a schimbat*. Valoarea lui se ia din datele exemplului 2-5, în care s-a găsit că pentru $V = 30\ldots40$ l/s, randamentul pompei este aproximativ 0,64.

Puterea necesară pompei la $n_2 = 1\,260$ rot/min este :

$$P = \frac{32 \cdot 1\,120 \cdot 9,81 \cdot 23,8}{1\,000 \cdot 1\,000 \cdot 0,64} = 13,1 \text{ kW}$$

Exemplul 2-7. Să se determine coeficientul de debit al unei pompe cu roți dințate (fig. 2-9) care face 440 rot/min. Numărul de dinți al roții este 12,

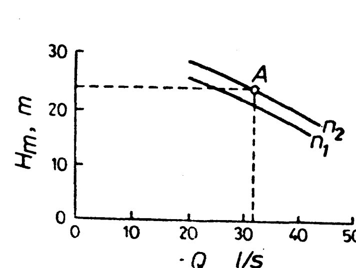


Fig. 2-8. Schița la exemplul 2-6.

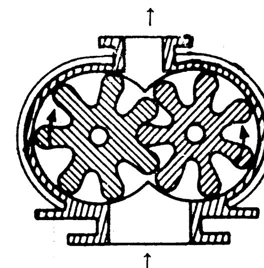


Fig. 2-9. Schița la exemplul 2-7.

* Puterea pompei se poate calcula și cu formula $P_2 = P_1\left(\frac{1\,260}{1\,200}\right)^3$, luînd valoarea lui P_1 din grafic (fig. 2-7).

lățimea dinților este 42 mm, suprafața secțiunii unui dinte, limitată de perimetrul exterior al roții vecine, 960 mm^2. Pompa transportă 0,312 m^3/min.

Rezolvare. Debitul unei pompe cu roți dințate V (în m^3/s) se determină cu formula :

$$V = \eta_v \frac{2Sbzn}{60}$$

în care : η_v este coeficientul de debit ;

S — suprafața secțiunii dintelui, limitată de perimetrul exterior al roții vecine, în m^2 ;

b — lățimea dintelui, în m ;

z — numărul de dinți ai roții ;

n — numărul de rotații pe minut.

În acest caz debitul teoretic V_t este :

$$V_t = \frac{2Sbzn}{60} = \frac{2 \cdot 0,00096 \cdot 0,042 \cdot 12 \cdot 440}{60} = 0,00708 \text{ m}^3/\text{s}$$

Debitul real este :

$$V = \frac{0,312}{60} = 0,0052 \text{ m}^3/\text{s}$$

De aici, coeficientul de debit :

$$\eta_v = \frac{V}{V_t} = \frac{0,0052}{0,00708} = 0,735$$

Exemplul 2-8. Să se determine, neglijînd pierderile, vidul teoretic care poate fi obținut de un jet de apă în camera A a unei pompe cu ejector (fig. 2-10). Presiunea la ieșirea din difuzor este cea atmosferică (1,013·10^5 Pa, sau 760 mm Hg), iar viteza jetului este 2,7 m/s.

Diametrul jetului în secțiunea I este 23 mm, iar în secțiunea II 50 mm.

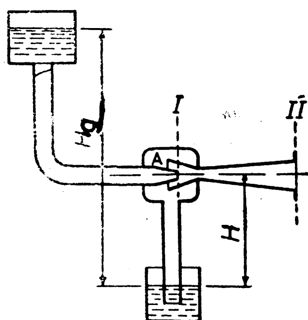


Fig. 2-10. Schița la exemplele 2-8 și 2-9.

Rezolvare. Se scrie ecuația Bernoulli (neglijînd pierderile) pentru secțiunile I și II ale jetului :

$$h_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = h_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}$$

În cazul așezării orizontale a pompei :

$$h_1 = h_2$$

Apoi :

$$w_1 = \frac{S_2}{S_1} w_2 = \left(\frac{50}{23}\right)^2 2,7 = 12,8 \text{ m/s}$$

Din ecuația Bernoulli rezultă :

$$p_1 = p_2 + \frac{(w_2^2 - w_1^2)\rho}{2} = 760 \cdot 133,3 + \frac{2,7^2 - 12,8^2}{2} 1\,000 =$$

$$= 101\,300 - 78\,300 = 23\,000 \text{ Pa}$$

Vidul teoretic este deci :

$$V_t = \frac{101\,300 - 23\,000}{9,81 \cdot 10^4} = 0,8 \text{ at}$$

Exemplul 2-9. Un ejector cu apă (fig. 2-10) ridică 7,8 m^3/h lichid cu densitatea relativă 1,02 la înălțimea $H = 4$ m. Debitul de apă pentru funcționare este 9,6 m^3/h. Înălțimea de lucru a apei înaintea pompei $H_g = 22$ m. Să se determine randamentul ejectorului.

Rezolvare. Lucrul util efectuat de pompă (puterea) este :

$$P_{ut} = \frac{7,8 \cdot 1\,020 \cdot 9,81 \cdot 4}{3\,600} = 86,7 \text{ W}$$

Puterea consumată de pompă va fi :

$$P = \frac{9,6 \cdot 1\,000\,(22 - 4)\,9,81}{3\,600} = 471 \text{ W}$$

De unde, randamentul pompei :

$$\eta = \frac{86,7}{471} 100 = 18,4\%$$

Exemplul 2-10. Să se determine presiunea dezvoltată de un ventilator (v. fig. 2-4) care transportă azot ($\rho = 1,2$ kg/m^3) dintr-un rezervor într-o instalație. Suprapresiunea în rezervorul de gaz este 60 mm H_2O, iar în instalație 74 mm H_2O. Pierderile pe conducta de aspirație reprezintă 19 mm H_2O, iar pe cea de refulare 35 mm H_2O. Viteza azotului în conducta de refulare este 11,2 m/s.

Rezolvare. Presiunea realizată de ventilator se determină cu formula (2-9).

Diferența de presiune între locul de refulare și de aspirație este :

$$p_2 - p_1 = (74 - 60)9,81 = 137 \text{ Pa sau } 14 \text{ mm } H_2O$$

Pierderile totale în conductele de aspirație și de refulare sînt :

$$\Delta p_{asp} + \Delta p_{ref} = (19 + 35)9,81 = 530 \text{ Pa sau } 54 \text{ mm } H_2O$$

Presiunea dinamică la ieșirea din conductă este :

$$\frac{w^2\rho}{2} = \frac{11,2^2 \cdot 1,2}{2} = 76 \text{ Pa sau } 7,7 \text{ mm } H_2O$$

Presiunea dezvoltată de ventilator va fi :

$$\Delta p = 137 + 530 + 76 = 743 \text{ Pa sau } 76 \text{ mm } H_2O.$$

Exemplul 2-11. În conducta de aspirație a unui ventilator centrifugal există un vid de 15,8 mm H_2O, iar manometrul pe conducta de refulare, situat imediat după ventilator, arată o suprapresiune de 20,7 mm H_2O. Debitmetrul indică un debit al ventilatorului de 3 700 m³/h. Conductele de aspirație și de refulare au același diametru. Turația este 960 rot/min. Ventilatorul consumă 0,77 kW.

Să se determine presiunea dezvoltată de ventilator și randamentul acestuia. Cum variază debitul ventilatorului dacă se mărește turația la 1 150 rot/min și ce putere se va consum la noua turație ?

Rezolvare. Presiunea dezvoltată de ventilator se calculează cu formula (2-10). Deoarece conductele de aspirație și de refulare au același diametru, pierderea de presiune datorită vitezei dinamice este aceeași iar presiunea dezvoltată este egală cu :

$$\Delta p = p_{st.ref} - p_{st.asp} = 20{,}7 \cdot 9{,}81 - (-15{,}8 \cdot 9{,}81) = 354 \text{ Pa}$$

Debitul ventilatorului va fi :

$$V = \frac{3\,700}{3\,600} = 1{,}03 \text{ m}^3/\text{s}$$

Puterea teoretică este :

$$P_t = \frac{1{,}03 \cdot 354}{1\,000} = 0{,}368 \text{ kW}$$

Randamentul ventilatorului va fi :

$$\eta = \frac{P_t}{P} = \frac{0{,}368}{0{,}77} = 0{,}48$$

Debitul ventilatorului la turația n_2 = 1 150 rot/min se determină cu formula (2-8) :

$$V_2 = V_1 \frac{n_2}{n_1} = 3\,700 \frac{1\,150}{960} = 4\,430 \text{ m}^3/\text{h}$$

Puterea la noua turație va fi :

$$P_2 = P_1 \left(\frac{n_2}{n_1}\right)^3 = 0{,}77 \left(\frac{1\,150}{960}\right)^3 = 1{,}33 \text{ kW}$$

Exemplul 2-12. La încercarea unui ventilator centrifugal cu turația 1 440 rot/min s-au obținut următoarele date :

V, m³/h		100	350	700	1 000	1 600	2 000
Δp	Pa	449	424	432	427	387	316
	mm H_2O	45,8	43,2	44,0	43,5	39,5	32,2

Cît aer va debita ventilatorul lucrînd cuplat la o rețea și avînd aceeași turație ca și la încercările făcute, dacă calculul de rezistență a rețelei a arătat că la trecerea prin rețea a 1 350 m³/h aer se obțin următoarele valori pentru pierderile de presiune :

$$\Delta p_d = 85 \text{ Pa sau } 8{,}7 \text{ mm } H_2O$$

$$\Delta p_f + \Delta p_{rl} = 288 \text{ Pa sau } 29{,}4 \text{ mm } H_2O$$

Diferența de presiune din spațiul de refulare și de aspirație în rețeaua considerată este :

$$\Delta p_{st} = p_2 - p_1 = 128 \text{ Pa sau } 13 \text{ mm } H_2O$$

Rezolvare. Pentru rezolvarea acestei probleme trebuie să se găsească punctul de lucru situat la intersecția caracteristicii ventilatorului și a rețelei.

Caracteristica rețelei se prezintă printr-o parabolă în ecuația căreia

$$\Delta p = aV^2 + b$$

primul termen a părții din dreapta aV^2 este egal cu suma pierderilor $\Delta p_d + \Delta p_f + \Delta p_{rl}$ și variază proporțional cu patratul debitului, iar al doilea termen b nu depinde de debit și reprezintă diferența presiunilor în spațiul de refulare și de aspirație, adică Δp_{st} ; a este un coeficient constant.

În tabelul 2-4 sînt calculate cîteva puncte ale acestei parabole.

Tabelul 2-4

V, m³/h	aV^2	b		Δp	
		Pa	mmH_2O	Pa	mmH_2O
1 350	38,1	128	13	501	51,4
$\frac{1\,350}{1{,}5} = 900$	$\frac{38{,}1}{1{,}5^2} = 16{,}9$	128	13	293	29,9
$\frac{1\,350}{2} = 675$	$\frac{38{,}1}{2^2} = 9{,}5$	128	13	221	22,5
$\frac{1\,350}{2{,}5} = 540$	$\frac{38{,}1}{2{,}5^2} = 6{,}1$	128	13	187	19,1
0	0	128	13	128	13,0

Se trasează apoi pe un grafic comun (fig. 2-11) caracteristica ventilatorului după rezultatele încercării și caracteristica rețelei după punctele calculate.

Punctul de intersecție a celor două caracteristici arată că, dacă se lucrează cu rețeaua dată, ventilatorul va transporta 1 170 m³/h aer.

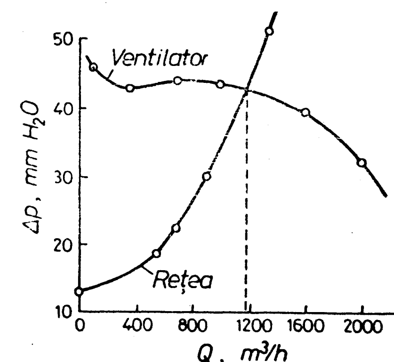


Fig. 2-11. Schița la exemplul **2-12.**

Exemplul 2-13. Să se compare lucrul teoretic consumat pentru comprimarea a 1 m³ aer de la 1 at : a) la 1,1 at și b) pînă la 5 at. Să se calculeze lucrul consumat atît cu formula termodinamică a comprimării adiabatice cît și cu formula hidraulică (adică, considerînd că aerul este necompresibil).

Rezolvare.

a) $p_1 = 9{,}81 \cdot 10^4$ Pa ; $p_2 = 10{,}8 \cdot 10^4$ Pa

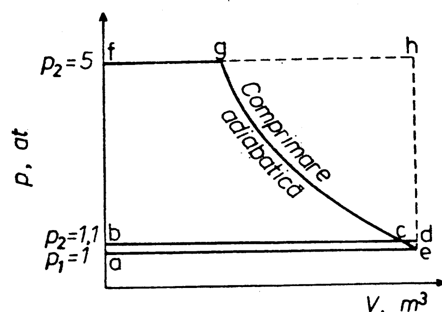


Fig. 2-12. Schiţa la exemplul 2-13.

Folosind formula (2-12), dacă se raportează lucrul necesar pentru comprimarea a $1 m^3$ gaz (în condiţiile de aspiraţie), se obţine (în J/m^3):

$$L_{ad} = \frac{k}{k-1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1\right]$$

Pentru aer $k = 1,4$ (tabelul V). Atunci*:

$$L_{ad} = \frac{1,4}{0,4} 9,81 \cdot 10^4 [1,1^{\frac{0,4}{1,4}} - 1] = 9\,520 \text{ J/m}^3$$

Calculul cu formula hidraulică:

$$L_h = V \Delta p$$

dă pentru $\Delta p = 10,8 \cdot 10^4 - 9,81 \cdot 10^4 = 9,8 \cdot 10^3$ Pa

$$L_h = 1 \cdot 9,81 \cdot 10^3 = 9\,810 \text{ J/m}^3$$

b) $p_1 = 9,81 \cdot 10^4$; $p_2 = 49,1 \cdot 10^4$ Pa

Cu formula termodinamică:

$$L_{ad} = \frac{1,4}{0,4} 9,81 \cdot 10^4 [5^{\frac{0,4}{1,4}} - 1] = 201\,000 \text{ J/m}^3$$

Cu formula hidraulică, la $\Delta p = 49,1 \cdot 10^4 - 9,81 \cdot 10^4 = 39,3 \cdot 10^4$ Pa

$$L_h = 1 \cdot 39,3 \cdot 10^4 = 393\,000 \text{ J/m}^3$$

Comparînd variantele a) şi b), se observă că în primul caz rezultatele obţinute cu formulele termodinamică şi hidraulică diferă în total cu 3%. Acest caz ($p_2/p_1 = 1,1$) corespunde treptei limită de comprimare a aerului cu ventilatoare, pentru care calculul puterii necesare se face, după cum s-a arătat, cu formula hidraulică.

În al doilea caz ($p_2/p_1 = 5$), care corespunde comprimării aerului în compresor, rezultatele obţinute cu formula comprimării adiabatice şi cu formula hidraulică diferă cu 100%. Pentru calculul puterii necesare compresorului, se utilizează totdeauna formulele termodinamice (2-12) şi (2-13).

Pe diagrama teoretică indicatoare a unui compresor cu piston (fig. 2-12) se vede clar că suprafaţa *abce* (care reprezintă lucrul consumat în comprimarea adiabatică la $p_2 = 1,1$ at) este aproximativ egală cu suprafaţa *abde*, însă suprafaţa *afge* (pentru $p_2 = 5$ at) diferă mult de suprafaţa *afhe*.

Exemplul 2-14. Să se determine puterea necesară a unui compresor cu piston cu o singură treaptă, care comprimă 460 m^3/h (consideraţi la 0°C

* Deoarece între cele două mărimi din paranteză există o diferenţă mică, nu este indicat să se calculeze cu rigla de calcul, care în acest caz nu dă o exactitate suficientă.

şi 760 mm Hg) amoniac de la 2,5 ata la 12 ata. Temperatura iniţială a amoniacului este −10°C; randamentul compresorului 0,7. Să se determine de asemenea temperatura amoniacului la sfîrşitul comprimării.

Rezolvare. Se determină lucrul mecanic teoretic al compresorului cu formula (2-12) pentru comprimarea adiabatică.

În tabelul V pentru amoniac se găseşte:

$$k = 1,29$$

$$R = \frac{8\,310}{17} = 489 \text{ J/kg·K}$$

$$L_{ad} = \frac{1,29}{0,29} 489 \cdot 263 \left[\left(\frac{12}{2,5}\right)^{\frac{0,29}{1,29}} - 1\right] = 240\,000 \text{ J/kg}$$

Aceeaşi mărime se calculează apoi cu formula (2-13). Din diagrama $T - S$ pentru amoniac (fig. XXVI) se găseşte pentru punctul 1 ($t_1 = -10$°C ; $p_1 = 2,5$ at) $i_1 = 1\,440$ kJ/kg. Ducînd din acest punct o verticală (S = const) pînă la intersecţia cu izobara $p_2 = 12$ ata, se găseşte punctul 2 pentru care $i_2 = 1\,673$ kJ/kg. Folosind formula (2-13), se obţine:

$$L_{ad} = 1\,673\,000 - 1\,440\,000 = 233\,000 \text{ J/kg}$$

valoare apropiată de aceea găsită anterior (diferenţa este de circa 3%).

Debitul masic de amoniac este:

$$G = 460 \cdot 0,76 = 350 \text{ kg/h}$$

Aici 0,76 kg/m^3 este densitatea amoniacului în condiţii normale:

$$\rho_0 = \frac{M}{22,4} = \frac{17}{22,4} = 0,76 \text{ kg/m}^3$$

Puterea necesară a compresorului se calculează cu formula (2-15):

$$P = \frac{350 \cdot 240\,000}{3\,600 \cdot 0,7 \cdot 1\,000} = 33,4 \text{ kW}$$

Temperatura la sfîrşitul comprimării se calculează cu formula (2-14):

$$T_2 = 263 \left(\frac{12}{2,5}\right)^{\frac{0,29}{1,29}} = 374 \text{ K} = 101\text{°C}$$

Dacă se determină această temperatură direct din diagrama $T - S$ se găseşte în punctul 2 valoare:

$$T_2 = 104\text{°C}$$

Exemplul 2-15. Se cere să se producă 80 kg/h aer comprimat la o presiune de 4,5 at. Să se arate dacă se poate folosi un compresor cu piston cu o singură treaptă, cu acţiune simplă, avînd diametrul cilindrului 180 mm, lungimea cursei pistonului 200 mm şi 240 rot/min. Spaţiul mort reprezintă 5%

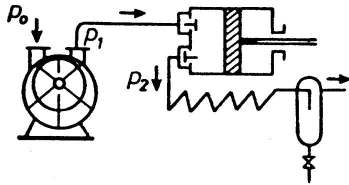


Fig. 2-13. Schiţa la exemplul 2-15 : P_0=1 at ; P_1=1,26 at ; P_2=5,5 at.

din volumul descris de piston. Coeficientul politropic se va lua egal cu 1,25.

Rezolvare. Debitul compresorului se determină cu formula (2-16). Se calculează la început randamentul volumic λ_0 al compresorului.

Cu ecuaţia (2-17) se obţine :

$$\lambda_0 = 1 - 0{,}05(5{,}5^{\frac{1}{1{,}25}} - 1) = 0{,}854$$

Coeficientul de debit este dat de :

$$\lambda = 0{,}85\ \lambda_0 = 0{,}85 \cdot 0{,}854 = 0{,}725$$

Debitul compresorului este :

$$V = \frac{0{,}725 \cdot 0{,}18^2 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}2 \cdot 240}{4 \cdot 60} = 0{,}0147\ \text{m}^3/\text{s} = 53\ \text{m}^3/\text{h}$$

Considerînd că compresorul aspiră aer din atmosferă cu temperatura de $\sim$ 20°C, avînd densitatea 1,2 kg/m³, se obţine debitul masic al compresorului :

$$53 \cdot 1{,}2 = 63{,}6\ \text{kg/h}$$

Prin urmare compresorul nu poate asigura debitul necesar (80 kg/h). Totuşi debitul necesar poate fi obţinut şi prin utilizarea acestui compresor dacă se măreşte turaţia compresorului de la 240 la $\frac{80}{63{,}6} 240 = 302$ rot/min sau dacă, menţinînd turaţia de 240 rot/min, se cuplează compresorul cu o suflantă, care să comprime aerul de la presiunea atmosferică la presiunea $\frac{80}{63{,}6} = 1{,}26$ ata şi să se treacă apoi aerul cu această presiune în conducta de aspiraţie a compresorului (fig. 2-13).

În ambele cazuri funcţionarea compresorului trebuie să se verifice prin calcule speciale.

Exemplul 2-16. Spaţiul mort al unui compresor cu piston cu o singură treaptă, folosit pentru comprimarea metanului, reprezintă 8,5% din volumul descris de piston. Considerînd că procesul de dilatare a gazului din spaţiul mort este adiabatic, să se determine presiunea limită de refulare la care debitul compresorului devine nul. Presiunea de aspiraţie este cea atmosferică.

Rezolvare. Debitul compresorului este nul, atunci cînd randamentul volumic devine nul, adică :

$$\lambda_0 = 1 - \varepsilon_0\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{1}{m}} - 1\right] = 0$$

Conform condiţiilor date, dilatarea gazului din spaţiul mort se consideră adiabatică, adică în locul exponentului politropic m se ia exponentul adiabatic k, egal cu 1,31 la metan (tabelul V). Spaţiul mort $\varepsilon_0 = 0{,}085$. Presiunea de aspiraţie $p_1 = 1$ at.

Atunci :

$$1 - 0{,}085(p_2^{\frac{1}{1{,}31}} - 1) = 0$$

Din această ecuaţie se găseşte :

$$p_2^{\frac{1}{1{,}31}} = 12{,}8$$

de unde

$$p_2 \approx 28\ \text{ata}$$

Prin urmare debitul compresorului va fi egal cu zero la presiunea de refulare de 28 ata.

Exemplul 2-17. Să se compare temperatura la sfîrşitul comprimării, lucrul mecanic teoretic consumat şi valoarea randamentului volumic al unui compresor la comprimarea aerului de la 1 la 9 at :

a) într-un compresor cu piston cu o singură treaptă ;

b) într-un compresor cu două trepte şi răcitor intermediar.

Temperatura iniţială a aerului şi după răcitor 20°C. Volumul spaţiului mort reprezintă 8% din volumul descris de piston.

Rezolvare. a) comprimarea într-o singură treaptă.

Temperatura la sfîrşitul comprimării se calculează cu formula (2-14). Pentru aer $k = 1{,}4$ (tabelul V) :

$$T_2 = 293 \cdot 9^{\frac{1}{1{,}4}} = 293 \cdot 1{,}88 = 551\ \text{K} = 278°\text{C}$$

Lucrul mecanic teoretic consumat se calculează cu formula (2-12). Pentru aer din tabelul V se găseşte :

$$R = \frac{8\,310}{29} = 287\ \text{J/kg}$$

Prin urmare :

$$L_{ad} = \frac{1{,}4}{0{,}4} 287 \cdot 293(1{,}88 - 1) = 260\,000\ \text{J/kg}$$

Randamentul volumic al compresorului se determină cu ecuaţia (2-17) considerînd că dilatarea aerului din spaţiul mort se face adiabatic :

$$\lambda_0 = 1 - 0{,}08(9^{\frac{1}{1{,}4}} - 1) = 0{,}7$$

b) comprimarea în două trepte.

Gradul de comprimare în fiecare treaptă se găseşte cu ecuaţia (2-21) : $x^2 = 9$ de unde $x = 3$.

Temperatura după fiecare treaptă de comprimare este :

$$T_2 = 293 \cdot 3^{\frac{0{,}4}{1{,}4}} = 293 \cdot 1{,}37 = 402\ \text{K} = 129°\text{C}$$

Lucrul mecanic teoretic total consumat în ambele trepte se calculează cu formula (2-18):

$$L_{ad} = 2 \cdot 287 \cdot 293 \frac{1{,}4}{0{,}4} (1{,}88^{\frac{1}{2}} - 1) = 218\,000 \text{ J/kg}$$

în care

$$1{,}88 = \left(\frac{p_{fin}}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}$$

Randamentul volumic va fi:

$$\lambda_0 = 1 - 0{,}08(3^{\frac{1}{1{,}4}} - 1) = 0{,}905$$

Se compară rezultatele obţinute la comprimarea într-o singură treaptă şi în două trepte:

Numărul treptelor de comprimare	1	2
Temperatura la sfîrşitul comprimării, T_2, °C	278	129
Lucrul mecanic teoretic consumat L_{ad}, J/kg	260 000	218 000
Randamentul volumic, λ_0	0,7	0,905

Această comparaţie arată clar superioritatea comprimării în două trepte. Cu cît raportul p_{fin}/p_1 este mai mare, cu atît apare mai evident avantajul comprimări în mai multe trepte.

Exemplul 2-18. Un compresor trebuie să debiteze 210 m³/h metan (în condiţii normale), comprimat la 55 at. Presiunea iniţială este cea atmosferică iar temperatura este 18°C. Să se determine: a) numărul treptelor de comprimare şi repartizarea presiunii pe fiecare treaptă; b) puterea consumată, considerînd randamentul adiabatic al compresorului egal cu 0,7; c) debitul apei de răcire în răcitoarele compresorului, dacă apa se încălzeşte cu 10°C.

Rezolvare. a) la un grad de comprimare egal cu ~ 4, numărul necesar de trepte, conform ecuaţiei (2-21), va fi:

$$n = \frac{\lg 55}{\lg 4} = 2{,}9 \approx 3$$

Neglijînd pierderile de presiune între trepte, se precizează gradul de comprimare pe fiecare treaptă a compresorului cu trei trepte (fig. 2-14):

$$x = \sqrt[3]{55} = 3{,}8$$

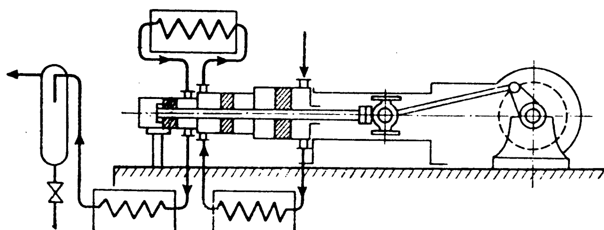


Fig. 2-14. Schiţa la exemplul 2-18.

Repartizarea aproximativă a presiunii pe trepte va fi:

	p_{in}	p_{fin}
Treapta I	1	3,8
Treapta II	3,8	14,45
Treapta III	14,45	55

b) consumul teoretic de lucru mecanic se determină cu formula (2-18). Pentru metan în tabelul V se găseşte:

$$k = 1{,}31$$

$$R = \frac{8\,310}{16} = 519 \text{ J/kg·K}$$

$$\rho_0 = 0{,}72 \text{ kg/m}^3 \text{ (la 0°C şi 760 mm Hg)}$$

Considerînd că în răcitoarele intermediare metanul se răceşte pînă la 30°C, se găseşte:

$$L_{ad} = 3 \cdot 519 \cdot 303 \frac{1{,}31}{0{,}31} (55^{\frac{0{,}31}{1{,}31}} - 1) = 746\,000 \text{ J/kg}$$

Puterea consumată se calculează cu formula (2-15):

$$P = \frac{210 \cdot 0{,}72 \cdot 746\,000}{3\,600 \cdot 1\,000 \cdot 0{,}7} = 44{,}6 \text{ kW}$$

c) pentru determinarea consumului de apă în răcitoarele compresorului se calculează temperatura după treapta a II-a şi a III-a de comprimare, considerînd, după cum s-a spus, că în răcitoarele intermediare după treapta I-a şi a II-a metanul se răceşte la 303 K (fig. 2-15). În cilindrul primei trepte a compresorului temperatura la sfîrşitul comprimării va fi puţin mai mică, deoarece în prima treaptă metanul este aspirat la 18°C şi nu la 30°C.

Conform ecuaţiei (2-14):

$$T_2 = 303 \cdot 3{,}8^{\frac{0{,}31}{1{,}31}} = 416 \text{ K} = 143\text{°C}$$

Considerînd căldura specifică a metanului la presiunile 3,8; 14,45 şi 55 at ca fiind aproximativ identică şi egală cu 2,22 kJ/kg·K rezultă că în cele trei răcitoare ale compresorului (după treptele I, II şi III) apa de răcire trebuie să preia în total o cantitate de căldură egală cu:

$$Q = \frac{3 \cdot 210 \cdot 0{,}72 \cdot 2{,}22 \cdot 10^3 (143 - 30)}{3\,600} = 31\,700 \text{ W}$$

Această cantitate de căldură poate fi calculată şi prin altă metodă, ca o cantitate de căldură echivalentă cu lucrul mecanic consumat pentru comprimare:

$$Q = L_{ad} V_0 \rho_0 = \frac{746\,000 \cdot 210 \cdot 0{,}72}{3\,600} = 31\,300 \text{ W}$$

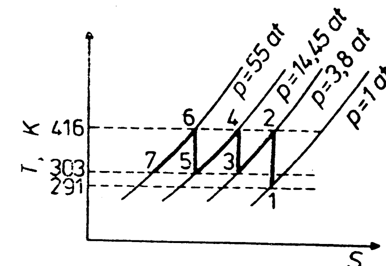


Fig. 2-15. Schiţa la exemplul 2-18.

La încălzirea apei cu 10°C debitul acesteia va fi :

$$G_{apă} = \frac{Q}{c(t_2 - t_1)} = \frac{31\,700}{4{,}19 \cdot 10^3 \cdot 10} = 0{,}756 \text{ kg/s}$$

sau

$$V_{apă} = \frac{0{,}756 \cdot 3\,600}{1\,000} = 2{,}71 \text{ m}^3\text{/h}$$

Aici $c = 4{,}19 \cdot 10^3$ J/kg·K este căldura specifică a apei.

Exemplul 2-19. O pompă de vid cu piston trebuie să realizeze într-un aparat un vid de 0,9 at. Considerînd că procesul de comprimare a aerului în pompa de vid este politrop (cu un exponent politropic $m = 1{,}25$), să se determine lucrul mecanic teoretic consumat :

a) în momentul cînd se atinge un vid de 0,1 at, adică presiunea în aparat este 0,9 ata ;

b) cînd presiunea în aparat, a ajuns la 0,3 at ;

c) cînd s-a atins vidul necesar, adică presiunea în aparat este 0,1 at.

Rezolvare. Se calculează lucrul mecanic consumat pentru aspirarea a 1 m³ aer (în J/m³) cu formula (2-12) :

$$L = \frac{m}{m-1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right]$$

în care m este exponentul politropic de comprimare.

a) $$\frac{p_2}{p_1} = \frac{9{,}81 \cdot 10^4}{8{,}83 \cdot 10^4} = 1{,}11 \; ; \quad \frac{m}{m-1} = \frac{1{,}25}{0{,}25} = 5 \; ; \quad \frac{m-1}{m} = 0{,}2$$

$$L = 5 \cdot 8{,}83 \cdot 10^4 (1{,}11^{0{,}2} - 1) = 9\,720 \text{ J/m}^3$$

b) $$\frac{p_2}{p_1} = \frac{9{,}81 \cdot 10^4}{2{,}94 \cdot 10^4} = 3{,}33$$

$$L = 5 \cdot 2{,}94 \cdot 10^4 (3{,}33^{0{,}2} - 1) = 40\,000 \text{ J/m}^3$$

c) $$\frac{p_2}{p_1} = \frac{9{,}81 \cdot 10^4}{0{,}981 \cdot 10^4} = 10$$

$$L = 5 \cdot 0{,}981 \cdot 10^4 (10^{0{,}2} - 1) = 28\,600 \text{ J/m}^3$$

Se observă că lucrul mecanic consumat de pompa de vid trece printr-un maxim. Pentru acest maxim se calculează și puterea motorului necesar pompei de vid.

2.3. PROBLEME

2-1. O pompă transportă acid sulfuric de 30%. Indicația manometrului pe conducta de refulare este 1,8 kgf/cm² ; indicația vacuummetrului pe conducta de aspirație este un vid de 29 mm Hg. Manometrul este fixat cu 0,5 m mai sus decît vacuummetrul. Conducta de aspirație și de refulare au același diametru. Ce presiune învinge pompa ?

2-2. O pompă transportă un lichid cu densitatea 960 kg/m³ dintr-un rezervor cu presiunea atmosferică într-un aparat în care presiunea este 37 at (v. fig. 2-1). Înălțimea de ridicare este 16 m. Rezistența totală pe conductele de aspirație și refulare este 65,6 m. Să se determine presiunea totală învinsă de pompă.

2-3. Să se determine randamentul unei stații de pompare. Pompa debitează 380 l/min păcură cu densitatea relativă 0,9. Înălțimea totală de ridicare este 30,8 m. Puterea necesară motorului este 2.5 kW.

2-4. Debitul unei pompe care transportă lichid cu densitatea relativă 1,16 este 14 l/s. Înălțimea totală de ridicare este 58 m. Randamentul pompei este 0,64, al transmisiei 0,97, al electromotorului 0,95. Care va fi puterea instalată a motorului ?

2-5. O pompă cu piston (v. fig. 2-2) este instalată la înălțimea de 300 m deasupra nivelului mării. Pierderile totale la aspirație reprezintă 5,5 m H_2O. Înălțimea geometrică de aspirație este 3,6 m. Să se determine temperatura maximă a apei la care mai este posibilă aspirația.

2-6. Să se determine debitul unei pompe cu piston diferențiale (fig. 2-16), care are diametrul mare al plunjerului 340 mm, iar cel mic 240 mm. Cursa plunjerului este 480 mm, turația 60 rot/min. Coeficientul de debit este 0,85. Să se determine de asemenea, cantitatea de lichid care este refulată de fiecare parte a plunjerului.

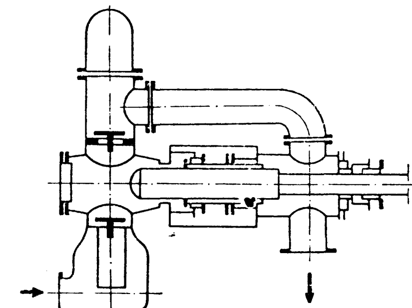


Fig. 2-16. Schița la problema 2-6.

2-7. O pompă cu plunjer cu dublu efect (v. fig. 2-6) umple un rezervor cu diametrul 3 m și înălțimea 2,6 m în 26,5 min. Diametrul plunjerului pompei este 180 mm, diametrul tijei 50 mm, raza manivelei 145 mm. Turația 55 rot/min. Să se determine coeficientul de debit al pompei.

2-8. O pompă centrifugă cu turația 1 800 rot/min trebuie să transporte 140 m³/h apă, care are temperatura 30°C. Presiunea atmosferică medie la locul de instalare a pompei este 745 mm Hg. Pierderile de presiune pe conducta de aspirație reprezintă 4,2 m H_2O. Să se determine înălțimea teoretică de aspirație admisibilă.

2-9. O pompă centrifugă debitează 280 l/min apă și învinge o înălțime $H = 18$ m. Să se arate dacă această pompă se poate folosi pentru transportul a 15 m³/h lichid cu densitatea relativă 1,06 dintr-un rezervor la presiunea atmosferică într-un aparat cu suprapresiunea 0,3 at printr-o conductă cu diametrul 70 × 2,5 mm. Înălțimea geometrică de ridicare este 8,5 m. Lungimea calculată a conductei (lungimea proprie plus lungimea echivalentă rezistențelor locale) este de 124 m. Coeficientul de frecare în conductă se consideră egal cu 0,03. Să se determine, de asemenea, care trebuie să fie puterea motorului instalat, dacă randamentul instalației de pompare este 0,55.

2-10. O pompă centrifugă pentru transportul apei are următoarele caracteristici : $V = 56$ m³/h ; $H = 42$ m ; $P = 10{,}9$ kW la $n = 1\,140$ rot/min. Să se determine : 1) randamentul pompei ; 2) debitul, înălțimea de ridicare și puterea necesară la $n = 1\,450$ rot/min, considerînd că randamentul rămîne neschimbat.

2-11. La încercarea unei pompe centrifuge s-au obținut următoarele date :

V, l/min	0	100	200	300	400	500
H, m	37,2	38,0	37,0	34,5	31,8	28,5

Cît lichid va debita pompa pe o conductă cu diametrul 76 × 4 mm, lungă de 355 m (lungimea proprie plus lungimea echivalentă rezistențelor locale), la o înălțime geometrică de ridicare de 4,8 m ? Coeficientul de frecare $\lambda = 0{,}03$; $\Delta p_{st} = 0$. Să se traseze curbele caracteristice ale pompei și conductei și să se afle punctul de lucru.

Cum variază debitul pompei dacă înălțimea geometrică de ridicare este 19 m ?

2-12. Să se determine debitul unei pompe cu roți dințate (v. fig. 2-9), cunoscînd următoarele date : turația 650 rot/min, numărul dinților pe roată 12, lățimea unui dinte 30 mm, suprafața secțiunii dintelui limitată pe perimetrul exterior al roții vecine 7,85 cm², coeficientul de debit 0,7.

2-13. Se cere să se pompeze cu ajutorul unui ejector 215 l/min soluție cu densitatea relativă 1,06 dintr-un rezervor așezat la subsol (v. fig. 2-10). Înălțimea de ridicare este 3.8 m. Presiunea apei înaintea pompei este 1,9 at. Randamentul pompei 0,15. Cîți metri cubi de apă va consuma ejectorul pe oră ?

2-14. Ce putere instalată trebuie să aibă motorul unui ventilator cu debitul de 110 m^3/min la o presiune totală de 834 Pa (85 mm H_2O) ? Randamentul ventilatorului 0,47.

2-15. Un ventilator centrifugal cu turaţii 960 rot/min debitează 3 200 m^3/h aer, consumînd pentru aceasta 0,8 kW. Presiunea creată de ventilator este 44 mm H_2O. Care va fi debitul, presiunea şi puterea consumată de acest ventilator la $n = 1\,250$ rot/min ? Să se determine, de asemenea, randamentul ventilatorului.

2-16. Ce cantitate de aer va transporta ventilatorul din exemplul 2-12, dacă funcţionează într-o reţea în care pentru un debit de 1 000 m^3/h suma $(\Delta p_d + \Delta p_f + \Delta p_{rl})$ reprezintă 265 Pa, iar diferenţa de presiune între spaţiul de refulare şi cel de aspiraţie este 20 mm H_2O ?

2-17. Cît aer va transporta ventilatorul din exemplul 2-12 într-o reţea în care, la un debit de 1 350 m^3/h, suma $(\Delta p_d + \Delta p_f + \Delta p_{rl})$ reprezintă 167 Pa, iar Δp_{st} este 128 Pa ?

2-18. Ce turaţie trebuie să aibă ventilatorul din exemplul 2-12, dacă el trebuie să transporte 1 500 m^3/h aer într-o reţea a cărei rezistenţă totală pentru acest debit este 422 Pa ?

2-19. Să se determine pe cale analitică şi cu ajutorul diagramei $T - S$ temperatura aerului la sfîrşitul comprimării adiabatice de la presiunea iniţială 1 ata pînă la cea finală 3,5 ata. Temperatura iniţială este 0°C. Să se determine, de asemenea, lucrul mecanic necesar pentru comprimarea a 1 kg aer.

2-20. Să se determine puterea necesară a unui compresor cu piston pentru bioxid de carbon avînd un debit de 5,6 m^3/h (în condiţiile de aspiraţie). Compresorul comprimă bioxid de carbon de la 20 la 70 ata. Temperatura iniţială este −15°C. Randamentul compresorului se consideră egal cu 0,65. Să se rezolve această problemă pe cale analitică şi cu ajutorul diagramei $T - S$ pentru bioxid de carbon (fig. XXVII).

2-21. Să se determine randamentul volumic al compresorului din problema precedentă, dacă spaţiul mort reprezintă 6% din volumul descris de piston, iar exponentul politropic de dilatare $m = 1{,}2$.

2-22. Să se determine debitul şi puterea consumată de un compresor cu piston cu o singură treaptă, avînd următoarele caracteristici : diametrul pistonului 250 mm, cursa pistonului 275 mm, volumul spaţiului mort 5,4% din volumul descris de piston, turaţia 300 rot/min. Compresorul comprimă aer de la presiunea atmosferică pînă la 4 at. Exponentul politropic de dilatare este cu 10% mai mic decît exponentul adiabatic. Temperatura iniţială a aerului este 25°C. Randamentul total al compresorului este 0,72.

2-23. Cum variază debitul şi puterea necesară compresorului din problema precedentă, dacă aerul este introdus cu o suflantă la o presiune de 0,4 ata (v. fig. 2-13)? Presiunea finală este 4 at.

2-24. La ce presiune de refulare randamentul volumic al unui compresor cu piston cu o singură treaptă, care comprimă etilenă, scade la 0,2 ? Presiunea de aspiraţie este 1 at. Dilatarea gazului din spaţiul mort se consideră adiabatică. Volumul spaţiului mort reprezintă 7% din volumul descris de piston.

2-25. Ştiind că uleiurile obişnuite de uns pentru compresoare permit, fără o înrăutăţire apreciabilă a gresajului, ridicarea temperaturii în cilindru pînă la maximum 160°C, să se determine presiunea limită de refulare într-un compresor cu piston cu o singură treaptă : a) pentru aer ; b) pentru etan. Presiunea de aspiraţie este cea atmosferică (1 ata). Temperatura iniţială este 25°C. Procesul de comprimare se va considera adiabatic.

2-26. După datele din exemplul 2-17 să se determine, pentru un compresor cu o singură treaptă şi cu două trepte, lucrul teoretic consumat în ambele cazuri folosind formulele (2-13) şi (2-19).

2-27. Să se determine numărul treptelor unui compresor cu piston, care trebuie să comprime azot de la 1 pînă la 100 ata, dacă temperatura admisibilă la sfîrşitul comprimării nu trebuie să depăşească 140°C. Procesul de comprimare se consideră adiabatic. Temperatura iniţială a azotului este 20°C.

2-28. Să se determine lucrul mecanic teoretic consumat la comprimarea hidrogenului de la 1,5 la 17 ata, în una şi în două trepte. Temperatura iniţială a hidrogenului este 20°C.

2-29. Un compresor supus verificării a comprimat aer într-un balon cu o capacitate de 42,4 l. După 10,5 min presiunea în balon a crescut de la 0 la 52 at, iar temperatura aerului în balon s-a ridicat de la 17 la 37°C. Să se determine debitul compresorului în m^3/h (în condiţii normale)

2-30. Să se determine puterea necesară şi debitul de apă în răcitorul unui compresor cu piston, care comprimă 625 m^3/h (în condiţii normale) etilenă de la presiunea absolută $9{,}81 \cdot 10^4$ la $176{,}6 \cdot 10^4$ Pa. Randamentul compresorului este 0,75. Apa de răcire se încălzeşte în răcitor cu 13°C. Temperatura iniţială a gazului este 20°C.

3. METODE HIDRODINAMICE DE SEPARARE. HIDRODINAMICA STRATULUI FLUIDIZAT. AMESTECAREA ÎN MEDIU LICHID.

3.1. FORMULE DE CALCUL

3.1.1. Sedimentarea

Sedimentarea sub acţiunea forţei de gravitaţie (camere de desprăfuire, decantoare).

1. Pentru descrierea sub formă criterială a procesului de sedimentare a particulelor sferice solide şi lichide într-un mediu nelimitat, în repaus, se pot folosi criteriile de similitudine Arhimede Ar, Liascenco Li, Reynolds Re.

Relaţia criterială cea mai convenabilă este :

$$\mathrm{Li} = f(\mathrm{Ar})$$

2. În aşa-numitul regim laminar de sedimentare, care este caracterizat prin Re < 0,2 ; Ar < 3,6 ; Li $< 2 \cdot 10^{-3}$, Stokes a obţinut teoretic următoarea formulă pentru viteza de sedimentare a particulelor sferice* :

$$w_{sed} = \frac{d^2(\rho - \rho_m)g}{18\,\eta_m} \qquad (3\text{-}1)$$

Pentru sedimentarea particulelor într-un mediu gazos, formula (3-1) se simplifică :

$$w_{sed} = \frac{d^2 \rho g}{18\,\eta_m} \qquad (3\text{-}2)$$

pentru că în acest caz mărimea ρ_m se poate neglija în comparaţie cu ρ.

În formulele (3-1) şi (3-2) :

d este diametrul particulelor sferice, în m ;

ρ — densitatea particulei, în kg/m^3 ;

ρ_m — densitatea mediului, în kg/m^3 ;

η_m — viscozitatea mediului, în Pa·s sau N·s/m^2 sau kg/m·s.

3. Determinarea vitezei de sedimentare a unei particule sferice într-un mediu nelimitat, în repaus, aplicabilă la orice regim de sedimentare, se face în ordinea următoare.

* Practic este posibilă utilizarea formulei lui Stokes şi la alte valori ale criteriilor lui Arhimede şi Liascenko.

Se determină criteriul Arhimede :

$$Ar = Ga\frac{\Delta\rho}{\rho_m} = \frac{Re^2}{Fr}\cdot\frac{\rho-\rho_m}{\rho_m} = \frac{d^3(\rho-\rho_m)\rho_m g}{\eta_m^2} \quad (3\text{-}3)$$

în care $Ga = \frac{Re^2}{Fr}$ este criteriul Galileu.

Pentru sedimentarea în mediu gazos :

$$Ar = \frac{d^3\rho\,\rho_m g}{\eta_m^2}$$

Cu valoarea criteriului Ar se determină valoarea criteriului Re sau a criteriului Li (fig. 3-1) :

$$Li = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{ReFr\rho_m}{\rho-\rho_m} = \frac{w_{sed}^3\rho_m^2}{\eta_m(\rho-\rho_m)g} \quad (3\text{-}4)$$

sau, dacă mediul este gazos :

$$Li = \frac{w_{sed}^3\rho_m^2}{\eta_m\rho g} \quad (3\text{-}4,\ a)$$

Apoi se calculează viteza de sedimentare :

$$w_{sed} = \frac{Re\,\eta_m}{d\rho_m} \quad (3\text{-}5)$$

sau

$$w_{sed} = \sqrt[3]{\frac{Li\,\eta_m(\rho-\rho_m)g}{\rho_m^2}} \quad (3\text{-}5,\ a)$$

Pentru particule cu formă neregulată se introduce în formula vitezei d_{ech} în locul diametrului d. Diametrul echivalent d_{ech} al particulei de formă neregulată reprezintă diametrul unei sfere geometrice ipotetice, al cărei volum este egal cu volumul particulei de formă neregulată :

$$d_{ech} = \sqrt[3]{\frac{6}{\pi}V} = 1{,}24\sqrt[3]{\frac{M}{\rho}} \quad (3\text{-}6)$$

în care M este masa particulei, în kg.

4. Dacă se cunoaşte viteza de sedimentare, diametrul particulei de formă sferică se determină pe cale inversă, adică se calculează mai întîi criteriul Liascenko, cu ec. (3-4) :

$$Li = \frac{w_{sed}^3\rho_m^2}{\rho_m(\rho-\rho_m)g}$$

şi cu valoarea găsită pentru Li se determină criteriul Ar (fig. 3-1), din care se calculează cu formula (3-3) diametrul particulei sferice.

5. Diametrul echivalent al particulelor unui corp solid de formă neregulată se determină pe aceeaşi cale, dacă se cunoaşte viteza de sedimentare. Mai întîi se determină criteriul Li cu formula (3-4), apoi se află valoarea

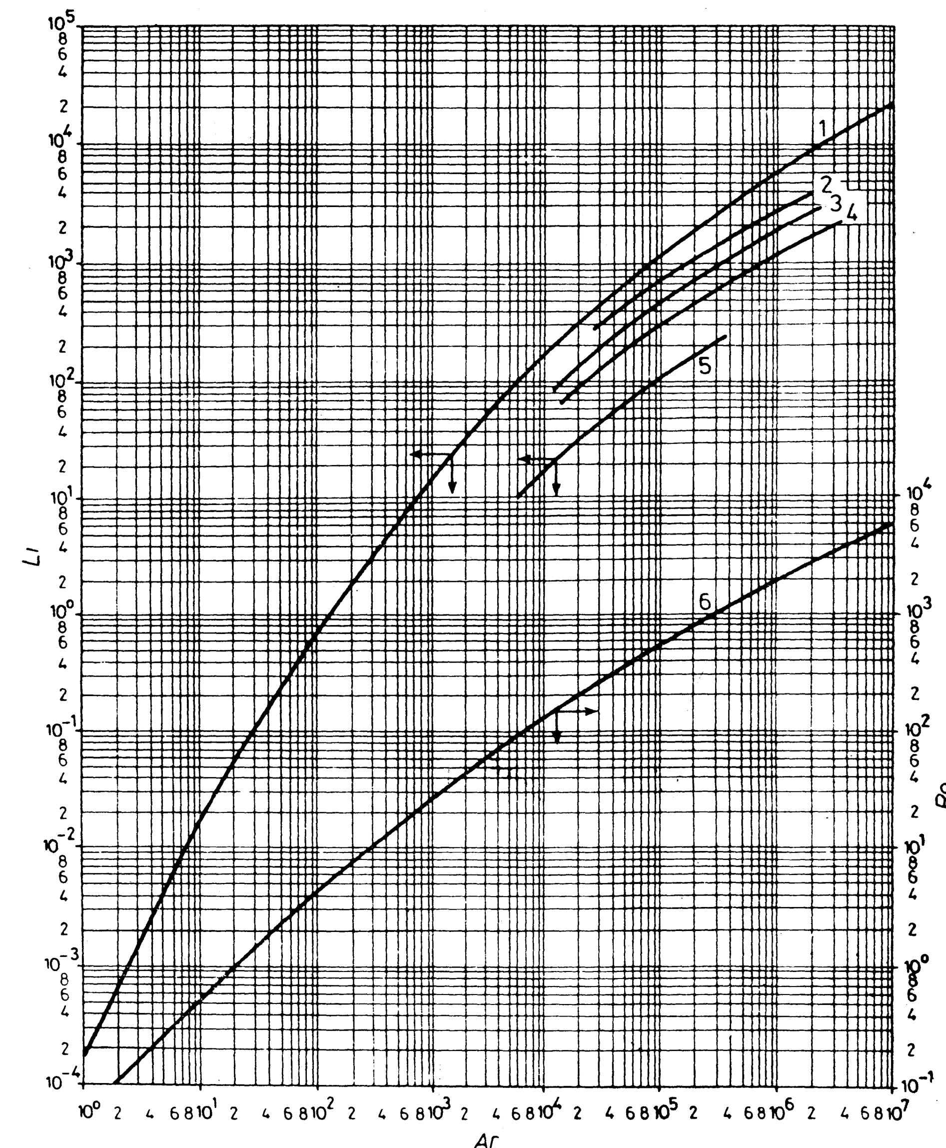


Fig. 3-1. Variaţia criteriilor Re şi Li în funcţie de criteriul Ar la sedimentarea particulelor individuale într-un mediu imobil :
1 şi 6 — particule sferice ; 2 — rotunjite ; 3 — colţuroase ; 4 — alungite ; 5 — lamelare.

criteriului Ar pentru particule de forma corespunzătoare din figura 3-1 și se calculează diametrul echivalent :

$$d_{ech} = \sqrt[3]{\frac{Ar\eta_m^2}{(\rho - \rho_m)\rho_m g}} \tag{3-7}$$

6. Suprafața de sedimentare S_{sed} (în m²) a unei camere de desprăfuire sau a unui decantor pentru suspensii se determină cu formula :

$$S_{sed} = \frac{V}{w'_{sed}} \tag{3-8}$$

în care : V este debitul volumic al gazului sau lichidului care trece prin aparat paralel cu suprafața de sedimentare, în m³/s ;
w_{sed} — viteza medie de calcul de sedimentare, în m/s.

Raportul între viteza medie de calcul w_{sed} a particulelor în sedimentarea frînată și viteza w_{sed} a unei particule în sedimentarea liberă depinde de concentrația volumică a suspensiei [3-2].

Pentru calcule de orientare, ținînd seama de deosebirea între condițiile reale de sedimentare față de cele teoretice (frînarea sedimentării, forma particulelor, mișcarea mediului) viteza medie de calcul, de sedimentare se admite adesea egală cu jumătate din viteza teoretică de sedimentare :

$$w'_{sed} = 0{,}5\, w_{sed}$$

7. În cazul decantoarelor cu funcționare continuă folosite la separarea suspensiilor (fig. 3-2), formula (3-8) capătă forma :

$$S_{sed} = \frac{G_i\left(1 - \frac{c_i}{c_f}\right)}{\rho w'_{sed}} \tag{3-9}$$

sau

$$S_{sed} = \frac{V_0(x_f - x_i)}{w'_{sed}\, x_f} \tag{3-10}$$

în care : G_i este debitul inițial masic de suspensie diluată, în kg/s ;
c_i — concentrația masică a fazei solide în suspensia inițială, în kg/kg ;
c_f — concentrația masică a fazei solide în suspensia în groșată (nămol), în kg/kg;
ρ — densitatea lichidului decantat, în kg/m³ ;
V_0 — debitul volumic al fazei lichide conținută în suspensia inițială, în m³/s ;
x_i și x_f — concentrația masică a suspensiei inițiale și a nămolului, în kg fază solidă/kg fază lichidă.

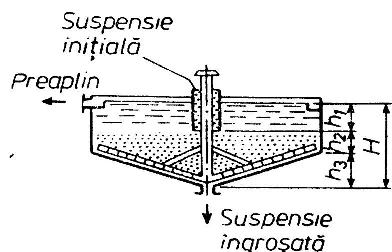


Fig. 3-2. Decantor cu funcționare continuă.

3. Sedimentarea sub acțiunea forței centrifuge (cicloane).

Dimensiunile caracteristice ale unui ciclon (fig. 3-3) se determină de obicei în funcție de diametrul D. Pentru cicloanele NIIOGAZ, frecvent folosite, în tabelul 3-1 sînt date aceste dimensiuni ca părți din diametrul D.

Tabelul 3-1

Dimensiunea	Tipul de ciclon		
	ȚN-24	ȚN-15	ȚN-11
Diametrul conductei de ieșire D_1, în m	0,60	0,60	0,60
Lățimea conductei de intrare b, în m	0,26	0,26	0,26
Înălțimea conductei de intrare h_1, în m	1,11	0,66	0,48
Înălțimea conductei de ieșire h_2, în m	2,11	1,74	1,56
Înălțimea părții cilindrice h_3, în m	2,11	2,26	2,08
Înălțimea părții conice h_4, în m	1,75	2,00	2,00
Înălțimea totală a ciclonului H, în m	4,26	4,56	4,38
Coeficientul de rezistență ζ_0	60	105	180

Se folosesc trei tipuri de aceste cicloane :

1) cu unghiul de 24° (ȚN-24) ; acest tip prezintă o productivitate mărită la o rezistență hidraulică minimă ; este indicat pentru captarea prafului de dimensiuni mari ;

2) cu unghiul de 15° (ȚN-15) ; acest tip realizează un grab bun de separare la o rezistență hidraulică relativ mică ;

3) cu unghiul de 11° (ȚN-11) ; acest tip asigură o eficacitate mărită și este recomandat ca deprăfuitor unificat.

9. Diametrul ciclonului D se determină din condiția vitezei convenționale a gazului w_c, raportată la secțiunea transversală totală a părții cilindrice a ciclonului :

$$D = \sqrt{\frac{V}{0{,}785\, w_c}} \tag{3-11}$$

în care V este debitul de gaz care trece prin ciclon, în m³/s.

Viteza w_c se determină din formula (3-12). Pentru aceasta în prealabil se dă raportul $\Delta p/\rho$ (v. exemplul 3-10). După [3-2] viteza variază între 2,5 și 4 m.

10. Rezistența hidraulică a ciclonului (în Pa) se calculează cu formula :

$$\Delta p = \zeta \frac{w_c^2 \rho}{2} \tag{3-12}$$

în care : ζ este coeficientul de rezistență al ciclonului ;
ρ — densitatea gazului care trece prin ciclon, în kg/m³.

11. Gradul de separare a prafului η în ciclon depinde, în afară de proprietățile gazului, de dia-

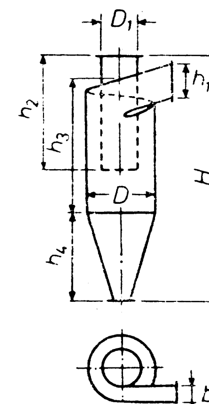


Fig. 3-3. Ciclon NIIOGAZ.

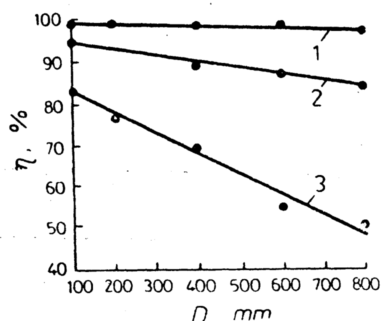


Fig. 3-4. Gradul de separare a prafului în ciclonul ȚN-15 :
Valoarea lui d (în μm) : 1—15 ; 2—10 ; 3—5

metrul ciclonului şi de viteza gazului w_c, adică de raportul $\Delta p/\rho$, în conformitate cu formula (3-12).

În figura 3-4 este arătată variaţia gradului de separare η în funcţie de diametrul ciclonului la diverse diametre d ale particulelor de praf. Graficul se referă la un praf cu densitatea 2 300 kg/m³ la $\Delta p/\rho = 740$ m²/s².

3.1.2. Filtrarea

12. La Δp = const., volumul de filtrat V, care trece prin 1 m² suprafaţă de filtrare în timpul τ şi durata de filtrare τ sînt legate prin ecuaţia :

$$V^2 + 2CV = K\tau \qquad (3\text{-}13)$$

în care : C este constanta mediului de filtrare (a pînzei), care caracterizează rezistenţa hidraulică a mediului de filtrare, în m³/m² ;
K — constanta precipitatului, care ţine seama de regimul procesului de filtrare şi de proprietăţile fizico-chimice ale precipitatului şi lichidului [v. formula (3-15)], în m²/s ;
τ — durata de filtrare, în s.

Constantele C şi K se determină pe cale experimentală.

13. Viteza de filtrare (în m³/m²·s) la un moment dat se determină cu ecuaţia :

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V + C)} \qquad (3\text{-}14)$$

Cu această ecuaţie se poate calcula şi viteza de spălare a precipitatului cu lichid de spălare, dacă viscozitatea lichidului de spălare este aceeaşi ca şi a filtratului şi dacă lichidul de spălare trece prin filtru pe acelaşi parcurs ca şi filtratul. În aceste condiţii, viteza de spălare este egală cu viteza de filtrare în momentul final.

Forma modificată a ecuaţiei (3-14) :

$$\frac{d\tau}{dV} = \frac{2}{K} V + \frac{2C}{K}$$

care exprimă relaţia liniară între mărimile $\frac{d\tau}{dV}$ şi V, se utilizează pentru determinarea constantelor C şi K pe baza datelor experimentale. În acest scop pe axa absciselor se înscriu valorile măsurate pentru V_1, V_2,..., iar pe axa ordonatelor valorile corespunzătoare pentru $\frac{\Delta\tau_1}{\Delta V_1}$, $\frac{\Delta\tau_2}{\Delta V_2}$, ... Ducînd prin punctele obţinute o dreaptă (fig. 3-5), se găsesc apoi valorile lui C şi K din ecuaţiile :

$$\operatorname{tg}\beta = \frac{2}{K}; \quad m = \frac{2C}{K}$$

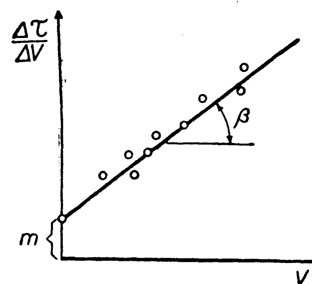


Fig. 3-5. Dependenţa dintre $\Delta\tau/\Delta V$ şi V.

14. Constanta precipitatului K (în m²/s), raportată la 1 m² suprafaţă de filtrare, la Δp = const., este legată de rezistenţa specifică a precipitatului prin formula [3-9] :

$$K = \frac{2\Delta p}{\eta c r} \qquad (3\text{-}15)$$

în care : Δp este căderea de presiune în filtru, în Pa ;
η — viscozitatea filtratului, în Pa·s ;
r — rezistenţa specifică a precipitatului (calculată la 1 kg de substanţă uscată), în m/kg ;
c — masa substanţei solide uscate care se depune la trecerea prin suprafaţa filtrantă a 1 m³ filtrat, în kg/m³.

15. Mărimea c (în kg/m³) se poate exprima prin concentraţia x a suspensiei filtrate în felul următor (v. exemplul 3-11) :

$$c = \frac{\rho x}{1 - mx} \qquad (3\text{-}16)$$

în care : ρ este densitatea filtratului ;
x — concentraţia masică a fazei solide în suspensie, în kg/kg ;
m — masa precipitatului umed raportată la 1 kg de substanţă uscată conţinută în el, în kg/kg.

La înlocuirea lui c în ecuaţia (3-15) se obţine următoarea formulă pentru constanta K :

$$K = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{\eta r \rho x} \qquad (3\text{-}17)$$

Dacă se cunoaşte constanta de filtrare K, rezistenţa specifică a precipitatului r se poate afla din ecuaţia (3-15), rezolvată în raport cu r (în m/kg precipitat uscat) :

$$r = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{K\eta\rho x} \qquad (3\text{-}18)$$

16. Constanta mediului de filtrare C (în m³/m²), care caracterizează rezistenţa mediului (pînzei) de filtrare şi este raportată la 1 m² de suprafaţă a filtrului, la Δp = const., se determină cu ajutorul expresiei următoare :

$$C = \frac{r_p}{rc} \qquad (3\text{-}19)$$

în care : r_p este rezistenţa specifică a pînzei filtrante (pe 1 m² de suprafaţă), în m/m² ;
r — rezistenţa specifică a precipitatului, în m/kg, sau, în conformitate cu ecuaţia (3-16) :

$$C = \frac{r_p(1 - mx)}{rx\rho} \qquad (3\text{-}20)$$

Prin urmare, dacă valoarea constantei de filtrare C este cunoscută (în m^3/m^2), rezistența specifică a pînzei se poate calcula cu formula :

$$r_p = \frac{C\rho x}{1 - mx} \tag{3-21}$$

17. Concentrația apei de spălare într-un moment oarecare de la începutul perioadei principale de spălare* (de difuziune) se poate calcula cu ecuația :

$$C = C_1 e^{\frac{-Kw\tau}{\delta}} \tag{3-22}$$

în care : C_1 este concentrația apei de spălare la începutul procesului ;
e — baza logaritmilor naturali ($e = 2{,}718$) ;
K — coeficientul care ține seama de proprietățile fizico-chimice ale precipitatului și ale apei de spălare, precum și de regimul de spălare (se stabilește pe cale experimentală) ;
w — intensitatea specifică de spălare sau viteza de trecere a apei de spălare, în $m^3/m^2 \cdot s$;
τ — durata de spălare, în s ;
δ — grosimea stratului de precipitat, în m.

Prin logaritmare ecuația (3-22) capătă forma :

$$\frac{\tau_2 - \tau_1}{\lg C_1 - \lg C_2} = \frac{2{,}3\,\delta}{Kw} \tag{3-23}$$

în care : τ_1 și τ_2 reprezintă timpul inițial și final într-o perioadă oarecare a spălării prin difuziune ;
C_1 și C_2 — concentrațiile corespunzătoare ale apei de spălare.

Din ecuațiile (3-22) și (3-23) se poate determina durata de spălare adică timpul necesar pentru a realiza variația stabilită a concentrației substanței spălate din precipitat, precum și mărimea coeficientului K.

18. Cantitatea de substanță uscată G (în kg) în precipitatul obținut pe filtru depinde de cantitatea de filtrat colectat V, de densitatea filtratului ρ, de concentrația masică x a fazei solide în suspensie, de umiditatea precipitatului (exprimată prin raportul masic m) și se poate calcula cu formula :

$$G = Vc = V\frac{\rho x}{1 - mx} \tag{3-24}$$

19. Concentrația x a fazei solide în suspensie, în funcție de densitatea suspensiei ρ_{susp}, se poate exprima prin formula :

$$x = \frac{(\rho_{susp} - \rho)\rho_s}{(\rho_s - \rho)\rho_{susp}} \tag{3-25}$$

* În timpul perioadei principale de spălare are loc un proces de difuziune a substanței solubile în apa de spălare și îndepărtarea ei cu apa. În timpul perioadei inițiale de spălare are loc numai o înlocuire a filtratului din porii precipitatului cu apa de spălare.

Densitatea suspensiei ρ_{susp} se poate calcula cu formula :

$$\rho_{susp} = \frac{n + 1}{\frac{1}{\rho_s} + \frac{n}{\rho}} = \frac{\rho(1 + n)\rho_s}{\rho + \rho_s n} \tag{3-26}$$

În aceste formule :
x este concentrația masică a fazei solide în suspensie, în kg/kg ;
ρ_{susp} — densitatea suspensiei, în kg/m^3 ;
ρ — densitatea fazei lichide, în kg/m^3 ;
ρ_s — densitatea fazei solide, în kg/m^3 ;
n — masa fazei lichide din suspensie pe unitatea de masă de fază solidă ($s : l = 1 : n$).

Cu ajutorul formulei (3-26) se poate calcula și densitatea precipitatului umed, considerîndu-l ca o soluție concentrată.

20. Calculul filtrelor cu saci pentru gaze se reduce la determinarea suprafeței S (în m^2), după formula :

$$S = \frac{V}{V_{sp}} \tag{3-27}$$

în care : V este debitul volumic al gazului de purificat, în m^3/min ;
V_{sp} — debitul volumic specific de gaz de purificat, raportat la 1 m^2 de suprafață a sacului, în $m^3/m^2 \cdot min$.

Mărimea V_{sp} are de obicei valori de la 0,2 la 1 $m^3/m^2 \cdot min$, iar la gaze cu particule grosiere pînă la 2,5 $m^3/m^2 \cdot min$.

3.1.3. Centrifugarea

21. Forța centrifugă (în N), dezvoltată la centrifugare se determină cu ecuația :

$$C = \frac{Mu^2}{R} = M\omega^2 R \approx 40Mn^2R \approx 20Mn^2D \tag{3-28}$$

în care : M este masa de precipitat și de lichid care se găsește în tamburul centrifugei, în kg ;
$D = 2R$ — diametrul respectiv raza tamburului, în m ;
n — turația centrifugii, în 1/s ;
ω — viteza unghiulară a tamburului, în 1/s.

Presiunea de filtrare (în Pa) la centrifugare :
— aproximativă :

$$\Delta p_{cent} = \frac{C}{A} \tag{3-29}$$

în care : C este forța centrifugă calculată cu ecuația (3-28) ;
$A = \pi DH$ — suprafața medie de filtrare, în m^2 ;
D — diametrul interior al tamburului centrifugei, în m ;
H — înălțimea tamburului (la centrifugele cu funcționare discontinuă și semicontinuă) sau lungimea zonei de filtrare (la centrifugele cu funcționare continuă).

— mai precisă :

$$\Delta p_{cent} = 20\rho_{susp}n^2(R_2^2 - R_1^2) = 5\rho_{susp}n^2(D_2^2 - D_1^2) \qquad (3\text{-}30)$$

în care : ρ_{susp} este densitatea suspensiei, în kg/m³ ;
$D_1 = 2R_1$ — diametrul interior al stratului de lichid, în m ;
$D_2 = 2R_2$ — diametrul interior al tamburului, în m ;
n — turația centrifugii, în 1/s.

22. Factorul de separare al unei centrifuge este raportul dintre accelerația forței centrifuge și accelerația căderii libere :

$$f = \frac{C}{G} = \frac{\omega^2 R}{g} \approx 20\ Fr_c^* \qquad (3\text{-}31)$$

în care : R este raza tamburului, în m ;
ω — viteza unghiulară, în 1/s.

23. Viteza de filtrare la centrifugare se poate exprima sub forma legii generale din hidraulică :

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p_{cent}}{R_{cent}}$$

în care : Δp_{cent} este căderea de presiune la centrifugare ;
$R_{cent} = R_p + R_f$ — rezistența totală la centrifugare, egală cu suma rezistențelor precipitatului și a mediului filtrant.

Valorile rezistențelor R_p și R_f se pot calcula cu ecuația filtrării sau se determină experimental.

24. Adîncimea pîlniei de lichid h (în m), formată la rotirea tamburului centrifugei, se calculează cu aproximație cu formula :

$$h = 2n^2R^2 \qquad (3\text{-}32)$$

în care : n este turația tamburului, în 1/s ;
R — raza tamburului, în m.

Cu aceeași formulă se poate calcula cu aproximație și adîncimea pîlniei de lichid în aparatele prevăzute cu agitator.

25. Consumul de energie în perioada de pornire a centrifugelor cu funcționare discontinuă se calculează cu următoarele formule :

a) puterea consumată pentru învingerea inerției tamburului și a încărcăturii.

Lucrul mecanic (în J) consumat pentru învingerea inerției tamburului în perioada de pornire este :

$$L_1 = \frac{M_t w_2^2}{2} \qquad (3\text{-}33)$$

în care : M_t este masa tamburului, în kg ;
w_2 — viteza periferică de rotație la raza exterioară R_2 a tamburului, în m/s.

* Factorul de separare este o formă modificată a criteriului Fr (la centrifugare) : $Fr_c = \frac{Dn^2}{g}$

Lucrul mecanic L_2 (în J) consumat pentru învingerea inerției încărcăturii în perioada de pornire (volumul de material încărcat se ia jumătate din volumul total al tamburului) este :

$$L_2 = \frac{0{,}75\ w_1^2\rho V}{4} \qquad (3\text{-}34)$$

în care : w_1 este viteza periferică de rotație la raza interioară a tamburului R_1, în m/s ;
ρ — densitatea materialului încărcat, în kg/m³;
V — volumul total al tamburului centrifugei, egal cu $\pi R_1^2 H$, în m³.

Puterea P_1 (în W) consumată pentru învingerea inerției tamburului și încărcăturii în perioada de pornire va fi :

$$P_1 = \frac{L_1 + L_2}{\tau} \qquad (3\text{-}35)$$

în care τ este durata de pornire, în s.

După date practice τ este de obicei 1—3 min.

b) puterea P_2 (în W) consumată pentru învingerea forței de frecare a axului în lagăre este :

$$P_2 = \lambda M w_{ax} g \qquad (3\text{-}36)$$

în care : λ este coeficientul de frecare, egal cu 0,07—0,1* ;
M — masa totală a tuturor părților centrifugei care se rotesc, inclusiv încărcătura, în kg ;
w_{ax} — viteza periferică de rotație a axului, în m/s.

c) puterea P_3 (în W) consumată pentru învingerea frecării peretelui tamburului cu aerul este :

$$P_3 = 2{,}94 \cdot 10^{-3}\ \beta R_2^2 w_2^3 \rho_{aer} \qquad (3\text{-}37)$$

în care : ρ_{aer} este densitatea aerului, în kg/m³ ;
β — coeficient de rezistență egal în medie cu 2,3.

d) consumul total de putere pentru o centrifugă cu funcționare periodică (în W) în perioada de pornire va fi :

$$P_t = P_1 + P_2 + P_3 \qquad (3\text{-}38)$$

Ținînd seama de randamentul mecanismului de transmisie η_t, puterea consumată va fi :

$$P = \frac{P_t}{\eta_t} \qquad (3\text{-}39)$$

Puterea instalată a motoarelor electrice pentru centrifuge trebuie luată cu o rezervă de 10—20%.

* Pentru lagăre obișnuite cu ungere inelară. Pentru rulmenți cu bile $\lambda = 0{,}03$.

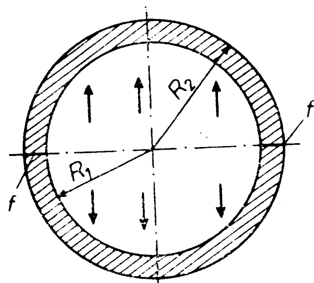


Fig. 3-6. Schema forțelor care acționează asupra tamburului unei centrifuge.

26. Calculul grosimii peretelui centrifugei sau verificarea rezistenței peretelui se poate face cu ecuația :

$$\sigma_r = \frac{C_1 + C_2}{2S} \tag{3-40}$$

în care : σ_r este rezistența admisibilă a materialului peretelui tamburului la rupere, în Pa ;
S — suprafața secțiunii peretelui, în m² ; deoarece forțele care acționează sînt preluate atît de partea din dreapta, cît și de partea din stînga a secțiunii tamburului, rezultă că secțiunea totală va fi $2S$ (fig. 3-6) ;
C_1 — forța centrifugă a unei jumătăți de secțiune inelară a peretelui, în N ;
C_2 — forța centrifugă a unei jumătăți de secțiune inelară a încărcăturii, în N.

Mărimile C_1 și C_2 se calculează cu ecuația (3-28), în care R (în m), distanța între centrul de greutate al jumătății de secțiune inelară care se rotește și axa de rotație, se determină cu formula :

$$R = \frac{4}{3\pi}\left(\frac{R_2^3 - R_1^3}{R_2^2 - R_1^2}\right) \tag{3-40, a}$$

în care R_1 și R_2 sînt raza interioară și exterioară a jumătății de secțiune inelară, în m.

27. a. Capacitatea de producție V (debitul volumic al suspensiei, în m³/s) a unei centrifuge de sedimentare, cu îndepărtarea cu cuțit a sedimentului, de tip AOG, cu regim laminar de sedimentare, se determină cu ecuația (3-8) modificată :

$$V = S'w\eta \tag{3-41}$$

în care : $S' = 2\pi R_0 L$ este suprafața oglinzii suspensiei în tambur, în m² ;
R_0 — raza interioară a stratului de suspensie, în m ;
L — lungimea tamburului, în m ;
$w = w_{sed}f$ — viteza de sedimentare sub acțiunea forței centrifuge, în m/s ;
f — factorul de separate determinat la raza R_0 ;
η — coeficient care ține seama de raportul dintre debitul real și cel teoretic al centrifugei, care se admite egal cu 0,4—0,5 în lipsa datelor experimentale ; el depinde de alunecarea lichidului față de tambur și ține seama și de prezența vîrtejurilor care frînează sedimentarea.

Formula (3-41) poate fi pusă sub o formă mai comodă de calcul :

$$V_h = 25{,}3\,\eta L n^2 w_{sed} R_0^2 k \tag{3-42}$$

în care : V_h este debitul volumic, în m³/h ;
k — raportul dintre durata alimentării centrifugei cu suspensie (durata proprie de centrifugare) și durata totală de funcționare a centrifugei.

b. Debitul V (în m³/h) de suspensie al unei centrifuge de sedimentare orizontală, cu funcționare continuă, cu șnec de descărcare (tip NOGȘ), se determină cu formula :

$$V = 3{,}5\,\frac{D_{pl}^2 L_{pl}(\rho - \rho_m)d^2 n^2}{\eta} \tag{3-42, a}$$

în care : D_{pl} și L_{pl} sînt diametrul și lungimea „cilindrului de preaplin", în m ;
ρ și ρ_m — densitatea particulelor și a mediului, în kg/m³ ;
d — diametrul celor mai mici particule care sedimentează, în m ;
n — numărul de rotații ale rotorului, în rot/min ;
η — viscozitatea mediului, în Pa·s.

28. Debitul V (în m³/s) a unei supercentrifuge tubulare se determină din următoarea expresie[1] :

$$V \leqslant \frac{wV_1}{h} \tag{3-43}$$

în care : w este viteza de depunere a particulelor în cîmpul centrifugal, în m/s ;
$V_1 = 0{,}785(D^2 - D_0^2)L$ — volumul de lichid în tambur, în m³ ;
h — adîncimea curentului în tambur, în m ;
L — lungimea părții de lucru a tamburului, în m ;
D — diametrul interior al tamburului, în m ;
D_0 — diametrul pragului de preaplin, în m.

Condiția bunei funcționări a unei supercentrifuge (fără îndepărtarea sedimentului), care servește la calculul diametrului, este prezența regimului laminar de mișcare a curentului în tambur (Re ⩽ 350). La valori mai mari ale lui Re este necesar să se mărească lungimea tamburului.

3.1.4. Hidrodinamica stratului fluidizat

29. La un strat fix de particule solide porozitatea, adică fracțiunea de goluri, este dată de :

$$\varepsilon_0 = \frac{V_{gr} - V}{V_{gr}} \tag{3-44}$$

În cazul în care se poate neglija densitatea mediului din golurile dintre particule, în comparație cu densitatea particulelor, porozitatea este dată de :

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_{gr}}{\rho} \tag{3-44, a}$$

[1] Sokolov, V. I. Trubciatie sverhțentrifughi, Goshimizdat, 1949.

Aici : V şi V_{gr} sînt volumul ocupat de particule şi volumul total al stratului, în m³ ;
ρ şi ρ_{gr} — densitatea particulelor şi densitatea stratului (aşa numita densitate în vrac), în kg/m³.

În practică porozitatea unui strat fix de sfere de acelaşi diametru, aşezate la întîmplare, variază în limitele 0,38—0,42 ; în calcul se admite valoarea medie 0,40.

La stratul fluidizat a unor particule solide porozitatea este dată de formula :

$$\varepsilon = \frac{V_{fl} - V}{V_{fl}} \qquad (3\text{-}45)$$

în care V_{fl} este volumul stratului fluidizat, în m³.

30. Condiţia de trecere a stratului fix în strat fluidizat este egalitatea forţei de presiune (care se manifestă ca pierdere de presiune pe înălţimea stratului) cu greutatea stratului pe unitatea de secţiune transversală.

Pentru stratul fluidizat în care nu variază cantitatea de particule solide, pierderea de presiune este dată de expresia :

$$\Delta p_{st} = \frac{G_{st}}{S} = \text{const.} \qquad (3\text{-}46)$$

în care : G_{st} este greutatea materialului în strat, în N ;
S — suprafaţa secţiunii transversale, în m².

Pierderea de presiune (în Pa) a curentului care trece prin stratul fluidizat al particulelor solide se determină din ecuaţia :

$$\Delta p_{st} = (\rho - \rho_m)g(1 - \varepsilon)h = (\rho - \rho_m)g(1 - \varepsilon_0)h_0 \qquad (3\text{-}47)$$

în care : h şi h_0 sînt înălţimile stratului fluidizat şi fix, în m ;
ρ şi ρ_m — densitatea particulelor solide şi a mediului, în kg/m³.

Dacă mediul este un gaz $\rho_m \ll \rho$ şi ecuaţia (3-47) devine :

$$\Delta p_{st} = \rho g(1 - \varepsilon)h = \rho g(1 - \varepsilon_0)h_0 \qquad (3\text{-}47, a)$$

Pierderea de presiune (în Pa) în sita de repartiţie a gazului se poate determina cu ecuaţia :

$$\Delta p_s = \frac{0{,}503\, w_0^2 \rho_m (1 - \varphi^2)}{C^2} \qquad (3\text{-}48)$$

în care : φ este fracţiunea liberă din secţiunea sitei ; această mărime se admite de obicei 0,01—0,05 ;
$w_0 = w/\varphi$ — viteza curentului în găurile sitei ;
w — viteza curentului raportată la întreaga secţiune a aparatului, în m/s ;
C — coeficientul de rezistenţă al sitei, care depinde de raportul d_0/δ şi care se determină din grafic (fig. 3-7) ;
d_0 — diametrul găurilor sitei, în m ;
δ — grosimea sitei, în m.

31. Se numeşte *viteză critică* sau *viteză de fluidizare*, viteza la care rezistenţa stratului este egală cu greutatea stratului ; la această viteză stratul fix trece în strat fluidizat. Viteza critică pentru un strat de particule sferice de acelaşi diametru se determină din ecuaţia [3-13] :

$$\text{Re}_{cr} = \frac{\text{Ar}}{1\,400 + 5{,}22\sqrt{\text{Ar}}}. \qquad (3\text{-}49)$$

Această ecuaţie a fost obţinută pentru o porozitate medie a stratului fix $\varepsilon_0 = 0{,}4$ şi dă erori $\pm 20\%$. În ecuaţia (3-49) :

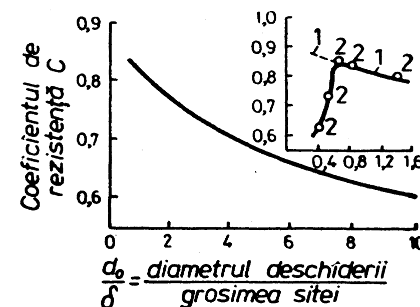


Fig. 3-7. Coeficientul de rezistenţă al sitei :

1 — după datele lui H. Hewmark şi H. O'Connell ; 2 — după datele lui D. I. Orociko ş.a.

$$\text{Re}_{cr} = \frac{w_{cr} d}{\nu_m} ;$$

$$\text{Ar} = \frac{\text{Re}^2}{\text{Fr}} \cdot \frac{\rho - \rho_m}{\rho_m} = \frac{d^3(\rho - \rho_m)g}{\nu_m^2 \rho_m} = \frac{d^3(\rho - \rho_m)\rho_m g}{\eta^2}$$

în care : w_{cr} este viteza critică a curentului, raportată la întreaga secţiune a aparatului, în m/s ;
d — diametrul particulei, în m ;
ρ, ρ_m — densitatea particulei şi a mediului, în kg/m³ ;
ν_m — viscozitatea cinematică a mediului, în m²/s ;
η — viscozitatea dinamică a mediului, în Pa·s.

Pentru gaze $\rho_m \ll \rho$:

$$\text{Ar} = \frac{d^3 \rho g}{\nu_m^2 \rho_m}$$

Pentru particule de formă oarecare, viteza curentului se poate determina ţinînd seama de factorul de formă :

$$\Phi = \sqrt{0{,}207 \frac{S}{V^{2/3}}} \qquad (3\text{-}50)$$

În care: V este volumul particulei, în m³;
S — suprafaţa particulei, în m².

În acest caz se admite că diametrul echivalent d_{ech} (în m) este :

$$d_{ech} = \Phi d_{sf}$$

în care d_{sf} este diametrul sferei (în m) a cărei volum este egal cu volumul particulei :

$$d_{sf} = 1{,}24\sqrt[3]{V}$$

Pentru un strat polidispers, care constă din particule de diametre diferite:

$$d_{ech} = \frac{1}{\sum_{i}^{n} \frac{x_i}{d_i}} \qquad (3\text{-}51)$$

în care: n este numărul de fracții;
d_i — dimensiunea medie a sitei pentru fracția i (adică media între dimensiunile a două site succesive;
x_i — masa fracției i, în părți din unitate.

32. La mărirea vitezei w se produce expandarea (adică creșterea înălțimii și a porozității) stratului fluidizat. Înălțimea stratului fluidizat h (în m) este legată de înălțimea stratului fix h_0 prin relația:

$$h = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} h_0 \qquad (3\text{-}52)$$

Porozitatea stratului fluidizat poate fi calculată cu formula:

$$\varepsilon = \left(\frac{18\,\mathrm{Re} + 0{,}36\,\mathrm{Re}^2}{\mathrm{Ar}}\right)^{0{,}21} \qquad (3\text{-}53)$$

Raportul dintre viteza de lucru a gazului, raportată la toată secțiunea aparatului și viteza critică se numește indice de fluidizare:

$$K_w = \frac{w}{w_{cr}} \qquad (3\text{-}54)$$

Viteza reală a curentului în secțiunea liberă dintre particulele stratului se determină cu expresia:

$$w_r = \frac{w}{\varepsilon} \qquad (3\text{-}55)$$

33. Viteza curentului, la care stratul de particule monodisperse trece în stare de suspensie, se numește viteză de antrenare, w_{antr}. Ea corespunde aproximativ cu începutul distrugerii unui strat fluidizat format din particule monodisperse. Aici $\varepsilon = 1$. Viteza de antrenare poate fi calculată cu formula:

$$\mathrm{Re}_{antr} = \frac{\mathrm{Ar}}{18 + 0{,}61\sqrt{\mathrm{Ar}}} \qquad (3\text{-}56)$$

în care

$$\mathrm{Re}_{antr} = \frac{w_{antr} d \rho_m}{\eta_m}$$

34. În figura 3-8 este reprezentat graficul relației Li $= f(\mathrm{Ar}, \varepsilon)$ pentru stratul fluidizat, de la $\varepsilon_0 = 0{,}4$ pînă la $\varepsilon = 1{,}0$. Graficul permite determinarea vitezei curentului w, necesară pentru atingerea unei porozități date la un strat fluidizat constituit din particule de diametru d cunoscut, sau se rezolvă problema invers.

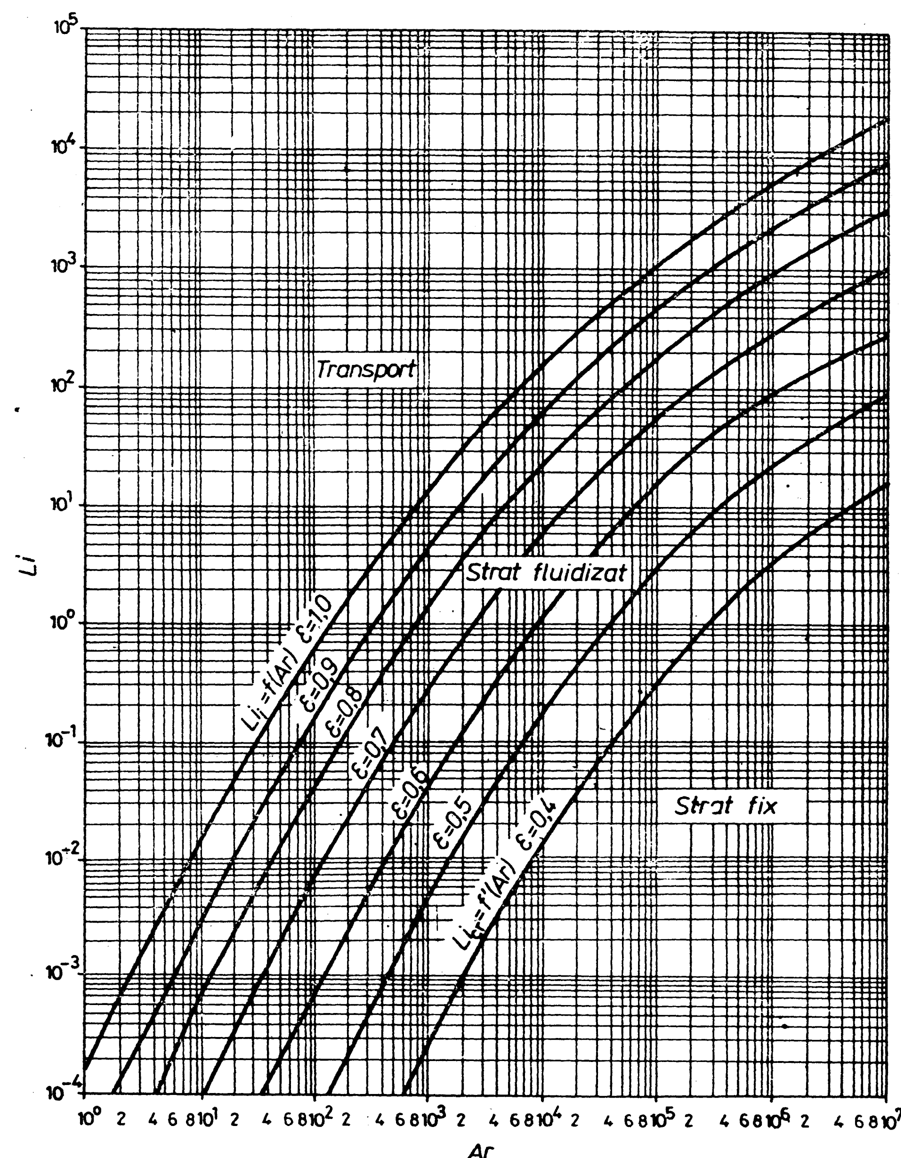


Fig. 3-8. Variația criteriului Li în funcție de criteriul Ar și de porozitatea ε a stratului.

35. Durata medie de staționare τ_0 (în s) a particulelor de solid în stratul fluidizat (monodispers) este dată de relația :

$$\tau_0 = \frac{M}{L} \qquad (3\text{-}57)$$

în care : M este masa de material care se află în strat, în kg ;
L — debitul de material solid, în kg/s.

Datorită amestecării intense a materialului în stratul fluidizat, durata de staționare a unor particule singulare diferă mult de durata medie τ_0 de staționare a materialului solid în strat. Dacă se cunoaște durata medie de staționare τ_0 și este dat un timp oarecare τ (de exemplu durata unui proces oarecare care se petrece în stratul fluidizat), atunci fracțiunea x de particule care au durata de staționare în strat egală sau mai mare decît τ, se poate determina din ecuația :

$$x = e^{-\tau/\tau_0} \qquad (3\text{-}58)$$

Pentru obținerea unei repartiții mai uniforme a particulelor în timpul staționării se folosesc cîteva straturi fluidizate în serie. Fracțiunea x_n de particule de material, care au în aparatul cu mai multe straturi durata de ședere egală sau mai mare decît τ, pentru aparatul cu n straturi fluidizate, este dată de relația :

$$x_n = \left[1 + \frac{\tau}{\tau_0} + \frac{1}{2!}\left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^2 + \ldots + \frac{1}{(n-1)!}\left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^{n-1}\right] e^{-\tau/\tau_0} \qquad (3\text{-}59)$$

3.1.5. Amestecarea în mediu lichid

36. Criteriile similitudinii hidrodinamice pentru procesul de amestecare se determină în felul următor :

— criteriul Reynolds (pentru centrifugare) :

$$\mathrm{Re}_c = \frac{\rho n d^2}{\eta} \qquad (3\text{-}60)$$

Valoarea critică a criteriului Reynolds :

$$\mathrm{Re}_{c.cr} \approx 50$$

— criteriul pentru putere* :

$$K_P = \frac{P}{\rho n^3 d^5} \qquad (3\text{-}61)$$

— criteriul Froude (pentru centrifugare) :

$$\mathrm{Fr}_c = \frac{n^2 d}{g} \qquad (3\text{-}62)$$

* În literatură se numește uneori criteriul Euler centrifugal și se notează Eu_c.

În aceste criterii :
P este puterea necesară pentru acționarea agitatorului, în W ;
ρ — densitatea lichidului, în kg/m³ ;
η — viscozitatea lichidului, în Pa·s ;
n — turația agitatorului, în 1/s ;
d — diametrul agitatorului, în m ;
g = 9,81 m/s² — accelerația căderii libere (gravitațională).

37. Relația criterială pentru calculul puterii necesară amestecării are forma generală :

$$K_P = f(\mathrm{Re}_c, \mathrm{Fr}_c, \Gamma_D, \Gamma_b, \Gamma_{H0}, \ldots)$$

De obicei influența forței gravitaționale se neglijează. Atunci :

$$K_P = \varphi(\mathrm{Re}_c, \Gamma_D, \Gamma_b, \Gamma_{H0}, \ldots)$$

în care : $\Gamma_D = \frac{D}{d}$; $\Gamma_b = \frac{b}{d}$; $\Gamma_{H_0} = \frac{H_0}{d}$; ... sînt simplexurile geometrice care caracterizează tipul constructiv al agitatorului, influența înălțimii stratului de lichid și a altor factori geometrici ;
d — diametrul agitatorului, în m ;
D — diametrul vasului, în m ;
b — lățimea paletei agitatorului, în m ;
H_0 — înălțimea stratului de lichid în repaus, în m.

Pentru agitatoare similare din punct de vedere geometric ecuația generală criterială capătă forma :

$$K_P = \frac{c}{\mathrm{Re}_c^m} \qquad (3\text{-}63)$$

în care x și m sînt constante (pentru tipul constructiv al agitatorului și pentru regimul de amestecare).

Indicații asupra consumului de energie în amestecare sînt date în literatura de specialitate [3-19]. Valorile constantelor c și m din ecuația generală (3-63) pentru diferite agitatoare sînt indicate în tabelul XXI ; în figura VII este dată relația $K_P = f(\mathrm{Re}_c)$ pentru aceleași agitatoare.

3.2. EXEMPLE

3.2.1. Sedimentarea

Exemplul 3-1. Să se găsească limita superioară (adică diametrul maxim al particulelor) de aplicare a formulei lui Stokes pentru particule de cuarț cu densitatea de 2 650 kg/m³, care sedimentează în apă la 20°C.

Rezolvare. Formula lui Stokes se aplică riguros pentru Ar < 3,6. De aceea particula de cuarț, a cărei sedimentare se poate calcula cu formula lui Stokes, trebuie să aibă diametrul :

$$d = \sqrt[3]{\frac{3{,}6 \cdot 1^2 \cdot 10^{-6}}{(2\,650 - 1\,000)\,1\,000 \cdot 9{,}81}} = 60 \cdot 10^{-6}\ \mathrm{m} = 60\ \mu\mathrm{m}$$

Exemplul 3-2. Să se găsească viteza de sedimentare în apă a nisipului de cuarț de formă sferică avînd diametrul 0,9 mm, dacă densitatea nisipului este 2 650 kg/m³, iar temperatura apei 20°C.

Rezolvare. Se determină criteriul Ar :

$$Ar = \frac{d^3(\rho - \rho_m)g\rho_m}{\eta_m^2} = \frac{0{,}9^3 \cdot 10^{-9}(2\,650 - 1\,000)1\,000 \cdot 9{,}81}{1^2 \cdot 10^{-6}} = 1{,}18 \cdot 10^4$$

în care pentru apă $\eta_m = 1$ cP $= 1 \cdot 10^{-3}$ Pa·s (tabelul VI).

Cu valoarea găsită Ar = 1,18·10⁴, din figura 3-1, se află valoarea Re = 140.

Viteza de sedimentare a nisipului de cuarț de formă sferică cu $d = 0{,}9$ mm se determină din expresia :

$$w_{sed} = \frac{Re\eta_m}{d\rho_m} = \frac{140 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{0{,}0009 \cdot 1\,000} = 0{,}15 \text{ m/s}$$

Exemplul 3-3. Să se determine dimensiunea celor mai mari particule de carbonat de calciu, care pot fi antrenate de un curent de apă care se deplasează cu viteza de 0,5 m/s. Temperatura apei este 10°C, iar densitatea carbonatului de calciu este 2 710 kg/m³.

Rezolvare. Se determină criteriul Li cu formula (3-4) :

$$Li = \frac{w_{sed}^3\rho_m^2}{\eta_m(\rho - \rho_m)g} = \frac{0{,}5^3 \cdot 1\,000^2 \cdot 10^3}{1{,}3(2\,710 - 1\,000)9{,}81} = 5{,}72 \cdot 10^3$$

în care viscozitatea apei la 10°C este $\eta_m = 1{,}3$ cP $= 1{,}3 \cdot 10^{-3}$ Pa·s.

Cu valoarea lui Li = 5,72·10³ se află, din figura 3-1, valoarea Re = 1 750 ; apoi din formula (3-5) se determină diametrul maxim al particulelor de carbonat de calciu care vor fi antrenate de apă :

$$d = \frac{Re\eta_m}{w_{sed}\rho_m} = \frac{1\,750 \cdot 1{,}3 \cdot 10^{-3}}{0{,}5 \cdot 1\,000} = 4{,}55 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 4{,}55 \text{ mm.}$$

Exemplul 3-4. Să se afle viteza de sedimentare în apă la 20°C a particulelor de sulfură de plumb unghiulare, cu $d_{ech} = 1$ mm. Densitatea sulfurii de plumb este 7 560 kg/m³.

Rezolvare. Viteza de sedimentare a particulelor de formă neregulată se află din criteriul Li, pentru care în prealabil se determină valoarea criteriului Ar :

$$Ar = \frac{d_{ech}^3(\rho - \rho_m)\rho_m g}{\eta_m^2} = \frac{1^3 \cdot 10^{-9}(7\,650 - 1\,000)1\,000 \cdot 9{,}81}{1^2 \cdot 10^{-6}} = 6{,}44 \cdot 10^4$$

în care $\eta_m = 1$ cP $= 1 \cdot 10^{-3}$ Pa·s (tab. VI).

Din grafic (fig. 3-1) se află, pentru particule de formă unghiulară Li = 3,1·10².

Viteza de sedimentare se obține din formula (3-5 a) :

$$w_{sed} = \sqrt[3]{\frac{Li\eta_m(\rho - \rho_m)g}{\rho_m^2}} = \sqrt[3]{\frac{3{,}1 \cdot 10^2 \cdot 1 \cdot 10^{-3}(7\,560 - 1\,000)9{,}81}{1\,000^2}} = 0{,}271 \text{ m/s}$$

Exemplul 3-5. Să se determine dimensiunile unor particule alungite de cărbune ($\rho_1 = 1\,400$ kg/m³) și a unor particule turtite de șist ($\rho_2 = 2\,200$ kg/m³) care sedimentează cu aceeași viteză $w_{sed} = 0{,}1$ m/s în apă a 20°C.

Rezolvare. Dimensiunile particulelor d_{ech} se calculează cu formula (3-7) :

$$d_{ech} = \sqrt[3]{\frac{Ar\eta_m^2}{(\rho - \rho_m)\rho_m g}}$$

În prealabil trebuie determinată valoarea criteriului Li și cu ajutorul graficului (fig. 3-1) se află valoarea criteriului Ar pentru particulele de forma corespunzătoare.

Pentru particule de formă alungită :

$$Li_1 = \frac{w_{sed}^3\rho_m^2}{\eta_m(\rho_1 - \rho_m)g} = \frac{10^{-3} \cdot 10^6}{1 \cdot 10^{-3} \cdot 0{,}4 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81} = 255$$

în care : $\eta_m = 1$ cP $= 1 \cdot 10^{-3}$ Pa·s (tabelul VI) ;

$\rho_m = 1\,000$ kg/m³

Pentru particule turtite (plate) :

$$Li_2 = \frac{w_{sed}^3\rho_m^2}{\eta_m(\rho_2 - \rho_m)g} = \frac{10^{-3} \cdot 10^6}{1 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}2 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81} = 85$$

Diametrul echivalent al particulelor de cărbune :

$$d_{ech,1} = \sqrt[3]{\frac{Ar_1\eta_m^2}{(\rho_1 - \rho_m)\rho_m g}} = \sqrt[3]{\frac{9 \cdot 10^4 \cdot 1^2 \cdot 10^{-6}}{9{,}81 \cdot 0{,}4 \cdot 10^3 \cdot 10^3}} = 2{,}82 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 2{,}82 \text{ mm}$$

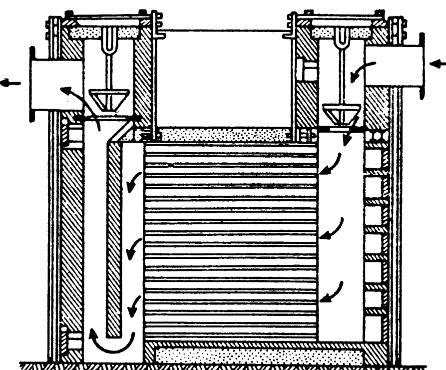
Diametrul echivalent al particulelor de șist :

$$d_{ech,2} = \sqrt[3]{\frac{Ar_2\eta_m^2}{(\rho_2 - \rho_m)\rho_m g}} = \sqrt[3]{\frac{7 \cdot 10^4 \cdot 1^2 \cdot 10^{-6}}{1{,}2 \cdot 10^3 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81}} = 1{,}81 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 1{,}81 \text{ mm}$$

Exemplul 3-6. Ce înălțime trebuie să aibă stratul de gaz între polițele unei camere de desprăfuire (fig. 3-9) ca să se depună particule de praf de pirită cu diametrul de 8 μm la un debit al gazelor de cuptor de 0,6 m³/s (în condiții normale) ? Lungimea camerei este 4,1 m, lățimea 2,8 m, înălțimea totală 4,2 m. Temperatura medie a gazului în cameră este 427°C. Viscozitatea gazului la această temperatură este 0,034·10⁻³ Pa·s, densitatea prafului 4 000 kg/m³, densitatea gazului 0,5 kg/m³.

Rezolvare. Se determină debitul gazului în condițiile date :

$$V = \frac{0{,}6(273 + 427)}{273} = 1{,}54 \text{ m}^3\text{/s}$$


Fig. 3-9. Schița la exemplul 3-6.

Viteza lineară a gazului (neglijînd grosimea polițelor) este :

$$w_g = \frac{1,54}{2,8 \cdot 4,2} = 0,131 \text{ m/s}$$

Durata de ședere a gazului în cameră va fi :

$$\tau = \frac{L}{w_g} = \frac{4,1}{0,131} = 31,3 \text{ s}$$

Viteza teoretică de sedimentare a particulelor sferice după formula (3-1), neglijînd mărimea ρ_m, este :

$$w_{sed} = \frac{1}{18} \frac{(8 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 4\,000 \cdot 9,81}{0,034 \cdot 10^{-3}} = 0,0041 \text{ m/s}$$

Viteza reală de sedimentare se consideră egală cu 0,5·0,0041 = 0,002 m/s. Se calculează apoi distanța între polițe :

$$h = w_{sed}\tau = 0,002 \cdot 31,3 \approx 0,06 \text{ m} = 60 \text{ mm}$$

Se verifică exactitatea aplicării formulei (3-1) :

$$Re = \frac{d w_{sed} \rho_m}{\eta_m} = \frac{8 \cdot 10^{-6} \cdot 0,0041 \cdot 0,5}{0,034 \cdot 10^{-3}} = 0,00048$$

Deoarece Re = 0,00048 < 0,2, rezultă că utilizarea formulei lui Stokes este admisibilă în acest caz.

Exemplul 3-7. Să se determine dimensiunile celor mai mici particule care sedimentează într-o conductă de gaz cu secțiune patrată, avînd lungimea 16 m și latura pătratului 2 m, la o viteză lineară a gazului 0,5 m/s. Viscozitatea gazului este 0,03 cP, densitatea gazului 0,8 kg/m³, iar densitatea particulelor 4 000 kg/m³.

Rezolvare. Gazul traversează canalul în timpul :

$$\tau = \frac{16}{0,5} = 32 \text{ s}$$

În acest timp se pot depune numai particulele a căror viteză reală de sedimentare nu este mai mică decît :

$$w_{sed} = \frac{2}{32} = 0,062 \text{ m/s}$$

Se determină diametrul particulelor sferice a căror viteză teoretică de sedimentare este de două ori mai mare, adică egală, cu 0,124 m/s.

Se calculează valoarea criteriului Li cu formula (3-4, *a*) :

$$Li = \frac{w_{sed}^3 \rho_m}{\eta_m \rho g} = \frac{0,124^3 \cdot 0,8^2}{0,03 \cdot 10^{-3} \cdot 4\,000 \cdot 9,81} = 1,035 \cdot 10^{-3}$$

Din grafic (fig. 3-1) se găsește valoarea Re = 0,14, din care :

$$d = \frac{Re \eta_m}{w_{sed} \rho_m} = \frac{0,14 \cdot 3 \cdot 10^{-3} \cdot 10^{-3}}{0,124 \cdot 0,8} = 4,24 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 42,4 \text{ } \mu\text{m}$$

Exemplul 3-8. Să se determine diametrul unui decantor (v. fig. 3-2) pentru sedimentarea continuă a unei suspensii de carbonat de calciu. Capacitatea decantorului este 80 t/h suspensie inițială, conținînd 8% masice $CaCO_3$. Diametrul celor mai mici particule supuse sedimentării este 35 μm. Temperatura suspensiei 15°C, umiditatea șlamului 70%, iar densitatea carbonatului de calciu 2 710 kg/m³.

Rezolvare. Pentru aflarea diametrului decantorului trebuie să se calculeze suprafața de sedimentare cu formula (3-9), pentru care în prealabil se află viteza de sedimentare :

$$w_{sed} = \frac{d^2(\rho - \rho_m)g}{18\,\eta_m} = \frac{3,5^2 \cdot 10^{-10}(2\,710 - 1\,000)9,81}{18 \cdot 1,14 \cdot 10^{-3}} = 0,001 \text{ m/s}$$

în care $\eta_m = 1,14 \cdot 10^{-3}$ Pa·s (tabelul VI).

Se verifică valoarea criteriului Reynolds :

$$Re = \frac{w_{sed} d \rho_m}{\eta_m} = \frac{1 \cdot 10^{-3} \cdot 3,5 \cdot 10^{-5} \cdot 10^3}{1,14 \cdot 10^{-3}} = 0,0307 < 0,2$$

Viteza reală de sedimentare este :

$$w'_{sed} = 0,5 \cdot 0,001 = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$$

Suprafața decantorului este :

$$S_{sed} = \frac{G_i\left(1 - \frac{c_i}{c_f}\right)}{3\,600\,\rho_m w'_{sed}} = \frac{80 \cdot 10^3\left(1 - \frac{8}{30}\right)}{3\,600 \cdot 10^3 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3}} = 32,5 \text{ m}^2$$

Diametrul decantorului este :

$$D = \sqrt{\frac{32,5}{0,785}} = 6,4 \text{ m}$$

Exemplul 3-9. Să se determine înălțimea decantorului (v. fig. 3-2), știind că pentru sedimentarea unei suspensii în zona de îngroșare sînt necesare 16 ore. Densitatea relativă a fazei solide este 2,6. Gradul mediu de diluare în zona de îngroșare $s : l = 1 : 1,5$. Diametrul decantorului este 10 m. Productivitatea decantorului este 24,2 t fază solidă în 24 ore. Faza lichidă este apa.

Rezolvare. Se determină densitatea relativă a suspensiei în zona de îngroșare cu ajutorul formulei (3-26), împărțind-o cu ρ :

$$d_{susp} = \frac{d_s(n+1)}{d_s n + 1} = \frac{2,6(1,5+1)}{2,6 \cdot 1,5 + 1} = 1,32$$

în care $n = 1 : s = 1,5$.

Concentrația masică a suspensiei în zona de îngroșare este :

$$x = \frac{1}{1 + 1,5} = 0,4 \frac{\text{kg fază solidă}}{\text{kg suspensie}}$$

Prin urmare 1 m^3 suspensie îngroşată conţine următoarea cantitate de fază solidă :

$$s = 1\,320 \cdot 0{,}4 = 530 \text{ kg}$$

Conform condiţiilor problemei, în 24 ore pe 1 m^2 se depune cantitatea de fază solidă :

$$\frac{24{,}2}{0{,}785 \cdot 10^2} = 0{,}308 \text{ t/m}^2 \cdot 24 \text{ ore.}$$

Deci în zona de îngroşare în 16 ore se adună $0{,}308 \dfrac{16}{24} = 0{,}205$ t fază solidă pe 1 m^2 suprafaţă de depunere.

Mai înainte s-a găsit că suspensia din zona de îngroşare conţine 0,530 t fază solidă la 1 m^3 ; prin urmare înălţimea acestei zone este :

$$h_2 = \frac{0{,}205}{0{,}530} = 0{,}387 \text{ m}$$

Înălţimea zonei de alimentare se ia între 0,45 şi 0,75 m. Pentru o suspensie diluată ($s : 1 = 1 : 10$) se poate considera înălţimea $h_1 = 0{,}6$ m.

Înălţimea zonei decantorului în care acţionează agitatorul depinde de înclinarea paletelor agitatorului faţă de fundul decantorului. De obicei, se ia 0,146 m pentru fiecare metru de rază a decantorului. Deci :

$$h_3 = 0{,}146 \cdot 5 = 0{,}73 \text{ m}$$

Prin urmare înălţimea totală a decantorului va fi :

$$H = h_1 + h_2 + h_3 = 0{,}6 + 0{,}387 + 0{,}73 = 1{,}717 \approx 1{,}72 \text{ m}$$

Exemplul 3-10. Să se calculeze un ciclon pentru separarea unor particule de material uscat din aerul care iese dintr-un uscător cu pulverizare. Se dau : diametrul minim al particulelor 80 μm ; debitul de aer 2 000 kg/h ; temperatura 100°C.

Rezolvare. Pentru separarea particulelor de material cu dimensiunea 80 μm se alege ciclonul de tip ŢN-15.

Se admite $\dfrac{\Delta p}{\rho_g} = 740$, iar diametrul ciclonului se află din relaţia :

$$D = \sqrt{\frac{V}{0{,}785\, w_c}}$$

În prealabil se află viteza convenţională w_c în partea cilindrică a ciclonului din ecuaţia :

$$\frac{\Delta p}{\rho_g} = \zeta_0 \frac{w_c^2}{2}$$

în care $\zeta_0 = 160$ (v. tabelul 3-1)

Atunci :

$$w_c = \sqrt{\frac{740 \cdot 2}{160}} = 3{,}04 \text{ m/s}$$

Densitatea aerului :

$$\rho_g = 1{,}293 \frac{273}{373} = 0{,}95 \text{ kg/m}^3$$

Diametrul ciclonului va fi :

$$D = \sqrt{\frac{2\,000}{0{,}95 \cdot 3\,600 \cdot 0{,}785 \cdot 3{,}04}} = 0{,}496 \text{ m}$$

Se admite diametrul ciclonului egal cu 0,5 m.

Rezistenţa hidraulică a ciclonului este :

$$\Delta p = \xi_0 \frac{\rho_g w_c^2}{2} = 160 \frac{0{,}95 \cdot 3{,}04^2}{2} = 703 \text{ Pa, adică 72 mm } H_2O.$$

3.2.2. Filtrarea

Exemplul 3-11. Să se deducă formula (3-16) care dă relaţia între masa precipitatului uscat la 1 m^3 filtrat, densitatea fluidului, concentraţia suspensiei şi umiditatea precipitatului.

Rezolvare. Ecuaţia bilanţului de materiale a procesului de filtrare este :

$$G_{susp} = G_f + G_{p.um}$$

în care G_{susp}, G_f şi $G_{p.um}$ sînt masele de suspensie, de filtrat şi de precipitat umed.

Se împarte această ecuaţie cu G_{usc} care este masa substanţei uscate care se găseşte în suspensie :

$$\frac{G_{susp}}{G_{usc}} = \frac{G_f}{G_{usc}} + \frac{G_{p.um}}{G_{usc}} \qquad (3\text{-}64)$$

Masa filtratului se înlocuieşte cu produsul dintre volumul filtratului şi densitatea lui :

$$G_f = V_f \rho$$

Se introduc următoarele notaţii :

$$m = \frac{G_{p.um}}{G_{usc}} = \frac{\text{kg precipitat umed}}{\text{kg substanţă uscată}}$$

$$x = \frac{G_{usc}}{G_{susp}} = \frac{\text{kg substanţă uscată}}{\text{kg suspensie}}$$

$$c = \frac{G_{usc}}{V_f} = \frac{\text{kg substanţă uscată}}{\text{m}^3 \text{ filtrat}}$$

Cu aceste notaţii ecuaţia (3-64) se poate transcrie astfel :

$$\frac{1}{x} = \frac{\rho}{c} + m$$

de unde :

$$c = \frac{\rho x}{1 - mx}$$

Exemplul 3-12. Să se determine durata de filtrare a 10 l lichid prin 1 m^2 filtru, dacă la o încercare preliminară a filtrului, de pe 1 m^2 s-au adunat următoarele cantităţi de filtrat : 1 dm^3 după 2,25 min şi 3 dm^3 după 14,5 min de la începutul filtrării.

Rezolvare. Din datele experimentale se determină constantele K şi C din ecuaţia filtrării :

$$V^2 + 2CV = K\tau$$

Pentru aceasta se stabilesc două ecuaţii cu două necunoscute :

$$1^2 + 2\cdot 1\cdot C = K\cdot 2{,}25$$

$$3^2 + 2\cdot 3\cdot C = K\cdot 14{,}5$$

de unde $K = 0{,}77\ dm^6/m^4\cdot min$ şi $C = 0{,}37\ dm^3/m^2$

Pentru determinarea duratei de filtrare valorile calculate ale constantelor şi a volumului de filtrat se înlocuiesc în ecuaţia filtrării :

$$10^2 + 2\cdot 10\cdot 0{,}37 = 0{,}77\tau$$

de unde $\tau = 140$ min sau 2 h 20 min.

Exemplul 3-13. În condiţiile exemplului anterior să se determine durata de spălare a precipitatului în cazul cînd cantitatea de apă de spălare este 2,4 dm^3/m^2 şi spălarea se face prin conducta filtratului principal.

Rezolvare. Neglijînd diferenţa dintre viscozitatea filtratului şi a apei de spălare, se poate considera că viteza de spălare este egală cu viteza de filtrare din ultimul moment.

Viteza de filtrare în ultimul moment se determină cu ecuaţia (3-14), utilizînd datele din exemplul precedent :

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V + C)} = \frac{0{,}77}{2(10 + 0{,}37)} = 0{,}037\ dm^3/m^2\cdot min$$

Durata spălării este :

$$\tau_{sp} = \frac{V_{sp}}{\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_{sp}} = \frac{2{,}4}{0{,}037} = 65\ min$$

Exemplul 3-14. În timpul filtrării experimentale a unei suspensii apoase, conţinînd 13,9% carbonat de calciu la 20°C, pe un filtru-presă de laborator cu $S = 0{,}1\ m^2$ şi grosimea precipitatului de 50 mm, s-au obţinut datele din tabelul 3-2.

Tabelul 3-2

La presiunea Pa	at	Filtrat colectat, dm³	Intervalul de la începutul filtrării, s
3,43·10⁴	0,35	2,92	146
		7,80	888
10,3·10⁴	1,05	2,45	50
		9,80	660

Să se determine constantele de filtrare K, în m^2/h şi C, în m^3/m^2.

Rezolvare. Valorile numerice ale constantelor de filtrare se găsesc din ecuaţia (3-13) :

$$V^2 + 2CV = K\tau$$

La suprapresiunea de $3{,}43\cdot 10^4$ Pa (0,35 ata), datele experimentale dau :

$$V_1 = \frac{2{,}92}{1\,000\cdot 0{,}1} = 2{,}92\cdot 10^{-2}\ m^3/m^2\ ;\quad \tau_1 = \frac{146}{3\,600} = 0{,}0405\ h$$

$$V_2 = \frac{7{,}8}{1\,000\cdot 0{,}1} = 7{,}8\cdot 10^{-2}\ m^3/m^2\ ;\quad \tau_2 = \frac{888}{3\,600} = 0{,}246\ h$$

Valorile găsite se înlocuiesc în ecuaţia (3-13) şi se rezolvă sistemul de ecuaţii :

$$(2{,}92\cdot 10^{-2})^2 + 2\cdot 2{,}92\cdot 10^{-2}C = K\cdot 0{,}0405$$

$$(7{,}8\cdot 10^{-2})^2 + 2\cdot 7{,}8\cdot 10^{-2}C = K\cdot 0{,}246$$

de unde

$$K = 278\cdot 10^{-4}\ m^2/h\ ;\ C = 4{,}7\cdot 10^{-3}\ m^3/m^2.$$

În mod analog se calculează constantele K şi C pentru presiunea de filtrare de $10{,}3\cdot 10^4$ Pa (1,05 ata). S-au găsit următoarele valori ale constantelor de filtrare :

$$K = 560\cdot 10^{-4}\ m^2/h\ ;\ C = 3{,}78\cdot 10^{-3}\ m^3/m^2.$$

Exemplul 3-15. În condiţiile exemplului precedent, să se calculeze rezistenţa specifică a precipitatului de $CaCO_3$. Se mai ştie că umiditatea precipitatului la $p_1 = 3{,}43\cdot 10^4$ Pa (0,35 ata) a fost 37%, iar la $p_2 = 10{,}3\cdot 10^4$ Pa (1,05 ata) de 32% din masa precipitatului umed.

Rezolvare. Rezistenţa specifică a precipitatului se calculează cu formula (3-18).

Presiunea de filtrare : $\Delta p = 3{,}43\cdot 10^4$ Pa

Densitatea filtratului : $\rho = 1\,000\ kg/m^3$

Viscozitatea filtratului la 20°C : $= \frac{1}{3\,600}\cdot 10^{-3} = 27{,}8\cdot 10^{-8}$ kg/m·h.

Constanta de filtrare (la presiunea $p_1 = 3{,}43\cdot 10^4$ Pa) : $K = 278\cdot 10^{-4}\ m^2/h$,

Faza solidă în suspensie : $x = 0{,}319$ procente masice.

Raportul masic dintre precipitatul umed şi uscat $m = \frac{1}{1 - 0{,}37} = 1{,}59.$

Cantitatea de filtrat la 1 kg suspensie : $1 - mx = 1 - 1{,}59\cdot 0{,}139 = 0{,}779$.

Valorile găsite se introduc în formula (3-18) :

$$r = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{K\eta\rho x} = \frac{2\cdot 3{,}43\cdot 10^4\cdot 0{,}779}{278\cdot 10^{-4}\cdot 1\,000\cdot 27{,}8\cdot 10^{-8}\cdot 0{,}139} = 5\cdot 10^{10}\ m/kg$$

precipitat uscat

La presiunea de filtrare $p_2 = 10{,}3\cdot 10^4$ Pa, adică 1,05 ata :

$$K = 560\cdot 10^{-4}\ m^2/h$$

$$m = \frac{1}{1 - 0{,}32} = 1{,}47$$

$$1 - mx = 1 - 1{,}47\cdot 0{,}139 = 0{,}795$$

Celelalte mărimi au aceleaşi valori ca şi la $p_1 = 3{,}43 \cdot 10^4$ Pa, adică 0,35 at.

Noua rezistenţă specifică a precipitatului se poate găsi fie prin înlocuirea mărimilor calculate în formula (3-18), fie din raportul :

$$\frac{r_2}{r_1} = \frac{\Delta p_2 K_1 (1 - mx)_2}{\Delta p_1 K_2 (1 - mx)_1} = \frac{10{,}3 \cdot 10^4 \cdot 278 \cdot 10^{-4} \cdot 0{,}795}{3{,}43 \cdot 10^4 \cdot 560 \cdot 10^{-4} \cdot 0{,}779} = 1{,}52$$

de unde $r_2 = 5 \cdot 10^{10} \cdot 1{,}52 = 7{,}6 \cdot 10^{10}$ m/kg precipitat uscat.

Prin urmare, la mărirea presiunii de filtrare de 3 ori, rezistenţa specifică a precipitatului de carbonat de calciu a crescut numai cu :

$$\frac{(7{,}6 - 5{,}0) \cdot 10^{10}}{5{,}0 \cdot 10^{10}} 100 = 52\%$$

Exemplul 3-16. Care este rezistenţa specifică a pînzei la filtrarea sus-suspensiei de carbonat de calciu în condiţiile exemplelor 3-14 şi 3-15 ?

Rezolvare. Rezistenţa specifică a pînzei (în m/m²) se calculează cu formula (3-21) :

$$r_p = \frac{C r \rho x}{1 - mx}$$

a) la $p_1 = 3{,}43 \cdot 10^4$ Pa, adică 0,35 ata :

$$r_p = \frac{4{,}7 \cdot 10^{-3} \cdot 5 \cdot 10^{10} \cdot 1\,000 \cdot 0{,}139}{0{,}779} = 4{,}2 \cdot 10^{10} \text{ m/m}^2$$

b) la $p_2 = 10{,}3 \cdot 10^4$ Pa, adică 1,05 ata :

$$r_p = \frac{3{,}78 \cdot 10^{-3} \cdot 7{,}6 \cdot 10^{10} \cdot 1\,000 \cdot 0{,}139}{0{,}795} = 5 \cdot 10^{10} \text{ m/m}^2$$

La mărirea presiunii de 3 ori rezistenţa specifică a pînzei a crescut numai cu 19%.

Exemplul 3-17. Se cere să se filtreze în 3 ore o suspensie pe un filtru-presă cu rame şi să se obţină 6 m³ filtrat. La filtrarea experimentală a acestei suspensii pe un filtru-presă de laborator, la aceeaşi presiune şi grosime a stratului de precipitat, s-au obţinut următoarele valori ale constantelor de filtrare, raportate la 1 m² suprafaţă a filtrului : $K = 20{,}7 \cdot 10^{-4}$ m²/h şi $C = 1{,}45 \cdot 10^{-3}$ m³/m². Să se determine dimensiunile filtrului-presă necesar.

Rezolvare. Din ecuaţia filtrării (3-13) se determină volumul de filtrat obţinut pe 1 m² de filtru-presă :

$$V^2 + 2 \cdot 0{,}145 \cdot 10^{-2} V = 20{,}7 \cdot 10^{-4} \cdot 3$$

de unde :

$$V = -0{,}145 \cdot 10^{-2} + \sqrt{(0{,}145 \cdot 10^{-2})^2 + 62{,}1 \cdot 10^{-4}}$$

$$= -0{,}145 \cdot 10^{-2} + 7{,}88 \cdot 10^{-2} = 7{,}73 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{m}^2$$

pentru un ciclu de filtrare, adică în 3 ore.

Prin urmare, pentru cantitatea de filtrat cerută va fi necesară o suprafaţă de filtrare :

$$S = \frac{6}{0{,}0773} = 77{,}5 \text{ m}^2$$

Se alege din catalog filtrul-presă corespunzător mai mare, care are $S = 83$ m², avînd 42 rame cu dimensiunile 1 000×1 000 mm.

Observaţie. Suprafaţa de filtrare se poate determina şi direct din ecuaţia (3-13), exprimată cu toată suprafaţa S şi capacitatea V_S m³ de filtrat pentru un ciclu de filtrare :

$$V_S^2 + 2 V_S SC = K S^2 \tau$$

de unde :

$$6^2 + 2 \cdot 6 \cdot 1{,}45 \cdot 10^{-3} S = 20{,}7 \cdot 10^{-4} \cdot 3 S^2$$

$$S = 77{,}4 \text{ m}^2$$

Exemplul 3-18. Se cere să se filtreze 8,5 m³/h suspensie apoasă care conţine 17,6% substanţă solidă pe un filtru-tobă cu vid cu funcţionare continuă (fig. 3-10). Umiditatea finală a precipitatului trebuie să fie 34%. Vidul disponibil în fabrică este 600 mm Hg. Într-o filtrare experimentală pe un filtru model de laborator, la un vid de 510 mm Hg, s-a constatat că umiditatea cerută pentru precipitat se obţine după 32 s de lucru a zonei de filtrare. Constantele de filtrare, raportate la 1 m², au fost : $K = 11{,}2$ dm⁶/m⁴·s şi $C = 6$ dm³/m². Densitatea suspensiei este 1 120 kg/m³. Să se determine suprafaţa filtrului şi turaţia sa.

Rezolvare. Se recalculează constanta de filtrare K pentru un vid de 600 mm Hg, considerînd K aproximativ proporţional cu Δp*.

$$\frac{K}{K'} = \frac{600}{510} = 1{,}17$$

de unde :

$$K = 11{,}2 \cdot 1{,}17 = 13{,}1 \text{ dm}^6/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

Se determină capacitatea specifică a zonei de filtrare din ecuaţia (3-13), luînd durata de filtrare $\tau = 32$ s (conform datelor exemplului) :

$$V^2 + 2CV = K\tau$$

$$V^2 + 2 \cdot 6 V = 13{,}1 \cdot 32$$

de unde :

$$V = -6 + \sqrt{36 + 420} = -6 + 21{,}4 =$$

$$= 15{,}4 \text{ dm}^3/\text{m}^2 \text{ în } 32 \text{ s.}$$

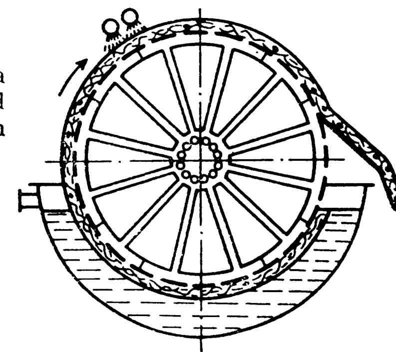


Fig. 3-10. Schiţa la exemplul 3-18.

* În realitate nu este tocmai aşa (v. exemplul 3-14).

Deci capacitatea specifică a zonei de filtrare pe secundă este :

$$\frac{15,4}{32} = 0,482 \text{ dm}^3/\text{m}^2\cdot\text{s}$$

Se recalculează capacitatea dată faţă de suspensie pentru a o stabili faţă de precipitat.

La umiditatea precipitatului de 34%, raportul masic dintre precipitatul umed şi cel uscat este :

$$m = \frac{1}{1-0,34} = 1,52$$

Concentraţia masică a fazei solide în suspensie : $x = 0,176$; debitul suspensiei : $G_{susp} = V_{susp}\rho_{susp} = 8,5\cdot 1\,120$ kg/h ; masa precipitatului umed : $G_p = G_{susp}mx = 9\,500\cdot 0,176\cdot 1,52 = 2\,540$ kg/h ; masa filtratului : $G_f = G_{susp} - G_p = 9\,500 - 2\,540 = 6\,960$ kg/h. La densitatea filtratului $\rho = 1\,000$ kg/m² debitul volumic de filtrat va fi 6 960 dm³/h.

Astfel, capacitatea de filtrare raportată la filtrat este :

$$\frac{6\,960}{3\,600} = 1,93 \text{ dm}^3/\text{s}.$$

Rezultă deci că suprafaţa necesară în zona de filtrare va fi :

$$S_f = \frac{1,93}{0,482} = 4,0 \text{ m}^2$$

Deoarece, de obicei, suprafaţa zonei de filtrare la filtrele cu tobă la vid este de circa 35% din suprafaţa totală, rezultă că suprafaţa totală a filtrului va fi :

$$S = \frac{4,0}{0,35} = 11,43 \text{ m}^2$$

Se alege tipul de filtru cu tobă la vid cel mai apropiat, care are $S = 12$ m². Diametrul filtrului $D = 2,1$ m, lungimea filtrului $L = 1,8$ m.

Turaţia necesară pentru a obţine durata de filtrare dată $\tau = 32$ s se determină din proporţia :

$$32 - 0,35$$

$$60 - n$$

de unde :

$$n = \frac{60\cdot 0,35}{32} = 0,655 \text{ rot/min.}$$

Exemplul 3-19. Cît timp trebuie spălat de NaCl un precipitat de pe un filtru-presă pentru a atinge concentraţia admisă de 5 g/dm³ în apa de spălare ? Spălarea se face cu apă curată cu o intensitate de 0,33 m³/m²·h. Grosimea stratului de precipitat este de 35 mm. Constanta de spălare $K = 520$ cm³/dm³. În momentul iniţial al spălării concentraţia NaCl în apa de spălare este de 143 g/dm³.

Rezolvare. Se foloseşte ecuaţia (3-23), înlocuind mărimile date cu dimensiunile corespunzătoare, adică :

$$\tau = \frac{2,3\cdot 0,035}{520\cdot 0,001\cdot 0,33}(\lg 143 - \lg 5) = 0,683 \text{ h} = 41 \text{ min.}$$

Exemplul 3-20. În condiţiile exemplului precedent să se calculeze concentraţia de NaCl în apa de spălare după 50 min de la începutul spălării.

Rezolvare. Concentraţia sării în apa de spălare se calculează cu formula (3-22) :

$$C_2 = 143 \text{ e}^{-\frac{520\cdot 0,001\cdot 0,33\cdot 50}{0,035\cdot 60}} = 143 \text{ e}^{-4,08}$$

Logaritmînd această expresie, se obţine :

$$\lg C_2 = \lg 143 - \frac{4,08}{2,3} = 2,156 - 1,75 = 0,406$$

deci :

$$C_2 = 2,53 \text{ g/dm}^3.$$

3.2.3. Centrifugarea

Exemplul 3-21. Să se determine tipul tehnologic şi să se indice construcţia unei centrifuge pentru separarea carbonatului de potasiu de soluţia-mamă, pornind de la următoarele date :

concentraţia fazei solide în suspensie	75%
umiditatea finală a precipitatului cristalin	3%
reacţia precipitatului şi a soluţiei-mamă	bazică
spălarea	cu apă
uscarea	cu abur

Rezolvare. Pentru separarea sistemelor solid-lichid, în cazul unor suspensii grăunţoase sînt indicate centrifugele de tipul tehnologic 1—*a*.

Conform datelor problemei, procesul trebuie să fie mecanizat. Acestei condiţii îi corespund centrifugele cu funcţionare semicontinuă (clasa B) şi centrifugele cu funcţionare continuă (clasa C). Considerînd necesitatea de spălare a precipitatului cu apă şi de uscare cu abur, se vor alege centrifugele cu funcţionare semicontinuă. Mecanizarea procesului se poate realiza prin automatizarea sistemului de acţionare. Din clasa B fac parte două grupuri constructive de centrifuge : orizontale şi verticale. Dintre centrifugele cu funcţionare semicontinuă, cele mai răspîndite sînt centrifugele orizontale, de aceea se va alege o centrifugă de acest tip.

Exemplul 3-22. O centrifugă cu funcţionare periodică are diametrul interior al tobei 1 200 mm, înălţimea 550 mm, grosimea pereţilor 10 mm şi masa 120 kg. Numărul de orificii în peretele tobei pe verticală este 12 ; diametrul orificiilor este 5 mm. Pe tobă sînt fixate 3 cercuri de oţel cu secţiunea 15×30 mm² fiecare. Toba este confecţionată din oţel cu rezistenţa la rupere 4 500 kgf/cm². Masa încărcăturii este 400 kg, grosimea stratului 200 mm. Să se găsească numărul limită de rotaţii admisibil, dacă coeficientul de siguranţă trebuie să fie minimum 5.

Rezolvare. Pentru oțelul considerat rezistența admisibilă la rupere este :

$$\sigma_r = \frac{4\,500 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4}{5} = 8{,}83 \cdot 10^7 \text{ Pa sau } 900 \text{ kgf/cm}^2.$$

Secțiunea peretelui tobei centrifugei și cercurilor, scăzînd orificiile va fi :

$$S = 55 \cdot 1 - 12 \cdot 1 \cdot 0{,}5 + 3 \cdot 3 \cdot 1{,}5 = 62{,}5 \text{ cm}^2 = 6{,}25 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

Din formula (3-40) rezultă că forța centrifugă maximă admisă va fi :

$$C_1 + C_2 = 8{,}83 \cdot 10^7 \cdot 2 \cdot 6{,}25 \cdot 10^{-3} = 1{,}1 \cdot 10^6 \text{ N}$$

Distanța centrului de greutate a jumătății secțiunii inelare a peretelui tobei față de axa de rotație se calculează cu formula (3-40, *a*)* :

$$R_{toba} = \frac{4}{3 \cdot 3{,}14}\left(\frac{0{,}61^3 - 0{,}6^3}{0{,}61^2 - 0{,}6^2}\right) = 0{,}387 \text{ m}$$

Forța centrifugă dezvoltată de jumătatea tobei, conform ecuației (3-28), va fi :

$$C_1 = 0{,}011 \cdot 60 \cdot 0{,}387 n^2 = 0{,}253 n^2 \text{ N}$$

Distanța centrului de greutate al jumătății secțiunii inelare a încărcăturii față de axa de rotație este :

$$R_{inc} = \frac{4}{3 \cdot 3{,}14}\left(\frac{0{,}6^3 - 0{,}4^3}{0{,}6^2 - 0{,}4^2}\right) = 0{,}32 \text{ m}$$

Forța centrifugă dezvoltată de jumătatea inelară de încărcătură este :

$$C_2 = 0{,}011 \cdot 200 \cdot 0{,}32 n^2 = 0{,}697 n^2 \text{ N}$$

Deci forța centrifugă totală va fi :

$$C_1 + C_2 = 0{,}253 n^2 + 0{,}697 n^2 = 0{,}950 n^2 \text{ N}$$

S-a stabilit mai sus că forța centrifugă nu trebuie să depășească $1{,}1 \cdot 10^6$ N. Deci numărul maxim de rotații al centrifugei va fi :

$$n = \sqrt{\frac{1{,}1 \cdot 10^6}{0{,}950}} = 1\,070 \text{ rot/min} = 17{,}8 \text{ rot/s}$$

Exemplul 3-23. Să se determine debitul orar de suspensie (la alimentare) la o centrifugă automată de sedimentare tip AOG-800, care prelucrează o suspensie apoasă de hidroxid de magneziu. Densitatea particulelor $\rho = 2\,525$ kg/m³. Temperatura suspensiei este 30°C. Diametrul minim al particulelor 3 μm.

Centrifuga are caracteristicile :

diametrul tobei	800 mm
lungimea tobei	400 mm
diametrul marginei	570 mm
turația	1 200 rot/min

* În cazul de față calculele nu trebuie să se efectueze cu rigla deoarece este necesară o precizie mai mare.

Un ciclu de lucru al centrifugei durează 20 min, din care 18 minute alimentarea cu suspensie și 2 min descărcarea precipitatului.

Rezolvare. Debitul centrifugei se determină cu formula (3-42) :

$$V_h = 25{,}3 \eta L n^2 R_0^2 w_{sed} k$$

Viteza de sedimentare a particulelor se află cu formula lui Stokes :

$$w_{sed} = \frac{d^2(\rho - \rho_m)g}{18\,\eta_m} = \frac{3^2(2\,525 - 1\,000)9{,}81}{10^{12} \cdot 18 \cdot 0{,}8 \cdot 10^{-3}} = 0{,}935 \cdot 10^{-5} \text{ m/s}$$

Viscozitatea apei la 30°C este $0{,}8 \cdot 10^{-3}$ Pa·s.

Se determină viteza de sedimentare sub acțiunea forței centrifuge :

$$w = w_{sed}\frac{R_0 n^2}{900} = 0{,}935 \cdot 10^{-5}\,\frac{0{,}285 \cdot 1\,200^2}{900} = 4{,}26 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$$

Se verifică regimul de sedimentare :

$$\mathrm{Re} = \frac{w d \rho_m}{\eta_m} = \frac{4{,}26 \cdot 10^{-3} \cdot 3 \cdot 10^{-6} \cdot 10^3}{0{,}8 \cdot 10^{-3}} = 1{,}6 \cdot 10^{-2}$$

deci regimul este laminar.

Mai departe se află :

$$k = \frac{18}{20} = 0{,}9$$

Admițînd $\eta = 0{,}45$, debitul centrifugei este :

$$V_h = 25{,}3 \cdot 0{,}45 \cdot 0{,}4 \cdot 1\,200^2 \cdot 0{,}285^2 \cdot 0{,}935 \cdot 10^{-5} \cdot 0{,}9 = 4{,}46 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Exemplul 3-24. Să se determine capacitatea de producție pe care poate să o dea o supercentrifugă tubulară SGO-150, cu trei palete, folosită pentru limpezirea unui ulei mineral. Densitatea uleiului 900 kg/m³. Viscozitatea uleiului la temperatura de centrifugare este $3 \cdot 10^{-3}$ Pa·s. Densitatea particulelor solide 1 400 kg/m³. Diametrul particulelor 1 μm. Caracteristicile tehnice ale centrifugei : diametrul interior al tobei 150 mm ; diametrul pragului de preaplin 50 mm ; lungimea tamburului 750 mm ; numărul de rotații 13 000 rot/min.

Rezolvare. Capacitatea de producție se determină cu formula (3-43). Pentru că particulele sînt foarte mici, regimul lor de sedimentare va fi desigur laminar.

Se va folosi formula lui Stokes, cu verificarea ulterioară a regimului de sedimentare :

$$w_{sed} = \frac{d^2(\rho - \rho_m)g}{18\,\eta_m} = \frac{1^2(1\,400 - 900)9{,}81}{10^{12} \cdot 18 \cdot 3 \cdot 10^{-3}} = 9{,}06 \cdot 10^{-8} \text{ m/s}$$

Viteza de sedimentare sub acțiunea forței centrifuge este :

$$w = w_{sed} f = 9{,}06 \cdot 10^{-8} \cdot 4\,700 = 4{,}26 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

aici :

$$f = \frac{n^2 R_0}{900} = \frac{13^2 \cdot 10^5 \cdot 0,025}{900} = 4\ 700$$

cu $R_0 = 0,025$ m — raza cilindrului de preaplin.

Se verifică regimul de sedimentare :

$$Re = \frac{wd\rho_m}{\eta_m} = \frac{4,26 \cdot 1 \cdot 900}{10^4 \cdot 10^6 \cdot 3 \cdot 10^{-3}} = \frac{1,42}{10^4}$$

Se află volumul util al tamburului centrifugei :

$$V_1 = SL = 0,785(D^2 - D_0^2)L = 0,785(0,15^2 - 0,05^2)0,75 = 0,0118 \text{ m}^3$$

Adîncimea curentului în tambur este :

$$h = \frac{D - D_0}{2} = \frac{0,15 - 0,05}{2} = 0,05 \text{ m}$$

Cu aceasta :

$$V \leqslant \frac{wV_1}{h} 3\ 600 = \frac{4,26 \cdot 0,0118}{10^4 \cdot 0,05} \cdot 3\ 600 = 0,368 \text{ m}^3/\text{h}$$

Se verifică regimul curentului în tamburul centrifugei :

$$Re = \frac{wd_{ech}\rho}{\eta} ;$$

$$w = \frac{V}{S} = \frac{1,05}{10^4 \cdot 0,0157} = 0,0067 \text{ m/s}$$

$$V = \frac{0,368}{3\ 600} = \frac{1,05}{10^4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$S = 0,785(D^2 - D_0^2) = 0,785(0,15^2 - 0,05^2) = 0,0157 \text{ m}^2$$

Pentru centrifuga cu trei palete SGO-150 :

$$d_{ech} = 4\frac{S}{P} = \frac{4\pi(D^2 - D_0^2)}{4(\pi D + 6h)} = \frac{3,14(0,15^2 - 0,05^2)}{3,14 \cdot 0,15 + 6 \cdot 0,05} = 0,0815 \text{ m}$$

$$Re = \frac{0,0067 \cdot 0,0815 \cdot 900}{3 \cdot 10^{-3}} = 164 < 350$$

adică regimul este laminar.

Exemplul 3-25. Să se aleagă tipul de aparat de filtrare pentru gelul de acid silicic şi să se determine numărul necesar de aparate pe baza următoarelor date ;

1) concentraţia iniţială a fazei solide în suspensie 4,7% ; densitatea relativă a suspensiei 1,1 ;

2) debitul în 24 ore 9 t precipitat umed ;

3) precipitatul să conţină minimum de umiditate, deoarece este trecut apoi la uscare (într-un uscător cu vid) ;

4) precipitatul este amorf şi se filtrează greu.

Filtrări preliminare în laborator ale gelului pe un filtru separator (tip nuce) şi la centrifugă au dat rezultatele arătate în tabelul 3-3.

Tabelul 3-3

Caracteristicile	Filtrul nuce	Centrifugă
Suprafaţa de filtrare, m^2	1	0,3
Grosimea stratului de precipitat, mm	60	30
Durata :		
a) filtrării	1 h	45 min
b) spălării cu alcalii şi apă	2 h	35 min
c) totală	3 h	1,3 h
Suspensie filtrată, dm^3	170	108
Umiditatea finală a precipitatului, %	85	78
Vidul, mm Hg	400	—

Toba centrifugei cu care s-au făcut încercările avea $D = 400$ mm, $H = 250$ mm, $n = 800$ rot/min.

Rezolvare. 1. Se determină presiunea de filtrare :

a. *Filtrul nuce*

$$\Delta p = \frac{400}{760} = 0,525 \text{ at} = 5,15 \cdot 10^4 \text{ Pa}$$

b. *Centrifugă*

La un coeficient de umplere a tobei centrifugei în timpul funcţionării $\varphi = 0,5$, volumul suspensiei (volumul util al tobei) este :

$$V_{susp} = 0,785 D^2 H\varphi = 0,785 \cdot 0,4^2 \cdot 0,25 \cdot 0,5 = 0,0157 \text{ m}^3$$

Presiunea de filtrare la centrifugare se determină cu formula (3-29):

$$\Delta p = \frac{\pi^2 MRn^2}{900S} = \frac{0,011MRn^2}{S} = \frac{0,011 \cdot 0,0157 \cdot 1\ 100 \cdot 0,2 \cdot 800^2}{0,3} =$$

$$= 8,1 \cdot 10^4 \text{ Pa} = 0,83 \text{ at}$$

Deci presiunea la centrifugare a fost aproape de două ori mai mare decît la filtrarea cu filtrul nuce.

2. Se determină capacitatea specifică

a. *Filtrul nuce*

S-au filtrat 170 dm^3 suspensie cu concentraţia iniţială 4,7%, adică s-a separat gel, calculat la substanţa uscată :

$$G = 0,170 \cdot 1\ 100 \cdot 0,047 = 8,8 \text{ kg}$$

Durata operaţiei complete (fără a ţine seama de durata de descărcare) este de 3 ore ; deci capacitatea specifică de producţie este :

$$\frac{G}{S\tau} = \frac{8,8}{3 \cdot 1} = 2,94 \text{ kg gel uscat/m}^2 \cdot \text{h}$$

Calculată la gel umed (cu umiditatea de 85%), capacitatea specifică de producţie este :

$$\frac{2,94}{0,15} = 19,5 \text{ kg gel umed/(m}^2\cdot\text{h)}$$

b. *Centrifugă*

S-au filtrat 108 dm³ suspensie, deci s-a obţinut precipitat, calculat ca substanţă uscată :

$$G = 0,108\cdot 1\,100\cdot 0,047 = 5,54 \text{ kg}$$

Prin urmare capacitatea specifică de producţie este :

$$\frac{G}{S\tau} = \frac{5,54}{0,3\cdot 1,3} = 14,3 \text{ kg gel uscat/(m}^2\cdot\text{h)}$$

Calculată la gel umed (cu umiditatea de 78%), capacitatea specifică de producţie este :

$$\frac{14,3}{0,22} = 65 \text{ kg gel umed/(m}^2\cdot\text{h)}$$

3. Se determină ce cantitate de apă trebuie îndepărtată în plus la uscarea gelului umed obţinut la filtrul nuce, în comparaţie cu gelul obţinut prin centrifugare.

Umiditatea precipitatului la filtrul nuce este 85%, iar la centrifugă 78% ; deci centrifuga scoate cu 2 120 kg mai multă apă decît filtrul nuce, aşa cum rezultă din calculul următor :

$$\frac{1\,000}{0,15} - \frac{1\,000}{0,22} = 2\,120 \text{ kg apă/t gel uscat}$$

Comparînd datele experimentale cu cele calculate la filtrarea gelului, se constată următoarele :

Centrifuga care lucrează cu o presiune de $\frac{0.83}{0,525} = 1,6$ ori mai mare şi la o grosime a stratului de precipitat de două ori mai mică decît în cazul filtrului nuce, dă o producţie de aproape $\frac{14,3}{2,98} \approx 5$ ori mai mare decît filtrul nuce, calculată faţă de gelul uscat ; recalculînd faţă de precipitatul umed, capacitatea centrifugei este de $\frac{65}{19,5} = 3,3$ ori mai mare.

În comparaţie cu filtrul nuce, centrifuga dă un precipitat cu umiditate finală mai mică şi uşurează deci uscarea, adică produce o micşorare a cantităţii de apă evaporată în uscător cu 2,12 t la tona de gel uscat.

La o producţie de 9 t/24 ore gel cu umiditatea 78% şi un consum specific de abur pentru uscare egal cu 1,5 kg/kg de umiditate evaporată, economia zilnică de abur va fi :

$$D = 9\cdot 0,22\cdot 2,12\cdot 1,5 = 6,3 \text{ t abur/24 ore.}$$

Productivitatea specifică mare a centrifugei, umiditatea finală mică a precipitatului şi deci economia apreciabilă de abur realizată la uscarea gelului determină alegerea centrifugei, deşi ea este mult mai scumpă.

4. Se determină numărul aproximativ de centrifuge industriale necesare producţiei zilnice de 9 t gel umed în 24 ore.

La o producţie atît de mare este indicat să se aleagă o centrifugă cu funcţionare semicontinuă, cu descărcare mecanică a precipitatului şi cu acţionare automată. Se alege din catalog o centrifugă orizontală cu următoarele caracteristici : $D = 1\,600$ mm, $H = 700$ mm, $n = 500$ rot/min, volumul util 500 dm³.

Suprafaţa de filtrare a acestei centrifuge este :

$$S = 3,14\cdot 1,6\cdot 0,7 = 3,5 \text{ m}^2$$

Presiunea de filtrare dezvoltată se calculează cu formula (3-29) :

$$\Delta p = \frac{0.011\cdot 0,5\cdot 1\,100\cdot 0,8\cdot 500^2}{3,5} = 34,6\cdot 10^4 \text{ Pa sau } 3,5 \text{ at}$$

Deci centrifuga industrială dezvoltă o presiune de filtrare de $\frac{3,5}{0,83} = 4$ ori mai mare decît centrifuga experimentală.

Productivitatea filtrelor creşte aproximativ proporţional cu $\sqrt{\Delta p}$; deci se poate aştepta să se obţină o creştere a producţiei specifice a centrifugei de circa două ori, adică $65\cdot 2 = 130$ kg gel umed/m²·h.

Deoarece filtrarea şi spălarea precipitatului constituie aproximativ 75% din durata totală de funcţionare a centrifugei semicontinui, rezultă că producţia medie orară a centrifugei va fi $130\cdot 0,75 = 97$ kg precipitat umed/(m²·h).

Deci capacitatea de producţie a unei centrifuge în 24 ore, considerînd 20 ore de lucru pe zi, va fi $97\cdot 3,5\cdot 20 = 6\,800$ kg precipitat umed/24 ore.

Pentru realizarea producţiei cerute trebuie să se instaleze $\frac{9\,000}{6\,800} = 1,32$, adică două centrifuge, respectiv trei, cu o centrifugă de rezervă.

3.2.4. Fluidizarea

Exemplul 3-26. În stratul fluidizat dintr-un aparat de fluidizare se află gel de silice cu următoarea compoziţie granulară :

Fracţia, mm	−2 + 1,5	−1,5 + 1,0	−1,0 + 0,5	−0,5 + 0,25
% masă	43	28	17	12

Densitatea, în vrac, a gelului de silice $\rho_{gr} = 650$ kg/m³, densitatea particulelor $\rho = 1\,100$ kg/m³. Temperatura aerului este 150°C. Indicele de fluidizare $K_w = 1,6$.

Să se determine viteza aerului : critică, de lucru şi reală (în secţiunea liberă dintre particule).

Rezolvare. Se calculează valoarea criteriului Ar şi din figura 3-8 se află valoarea corespunzătoare Li_{cr}.

În acest scop se determină diametrul echivalent al particulelor de gel de silice.

Diametrele medii ale fracţiilor de la sortare sînt :

$$d_1 = \frac{2,0 + 1,5}{2} = 1,75 \text{ mm}$$

$$d_2 = \frac{1,5 + 1,0}{2} = 1,25 \text{ mm}$$

$$d_3 = \frac{1,0 + 0,5}{2} = 0,75 \text{ mm}$$

$$d_4 = \frac{0,5 + 0,25}{2} = 0,37 \text{ mm}$$

Cu acestea se află diametrul echivalent cu formula (3-51) :

$$d_{ech} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_i}} = \frac{1}{\frac{0,43}{1,75} + \frac{0,28}{1,25} + \frac{0,17}{0,75} + \frac{0,12}{0,37}} \approx 1,0 \text{ mm}$$

Viscozitatea aerului la 150°C (v. fig. VI) este :

$$\eta = 0,024 \text{ cP} = 0,024 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

Densitatea aerului este :

$$\rho = 1,293 \frac{273}{273 + 150} = 0,835 \text{ kg/m}^3$$

Prin urmare :

$$\text{Ar} = \frac{d_{ech}^3 \rho \rho_m g}{\eta_m^2} = \frac{1^3 \cdot 10^{-9} \cdot 1,1 \cdot 10^3 \cdot 0,835 \cdot 9,81}{2,4^2 \cdot 10^{-10}} = 1,565 \cdot 10^4$$

Pentru valoarea lui $\text{Ar} = 1,565 \cdot 10^4$ corespunde $\text{Li}_{cr} = 3 \cdot 10^{-2}$. De aici :

$$w_{cr} = \sqrt[3]{\frac{\text{Li}_{cr} \eta_m \rho g}{\rho_m^2}} = \sqrt[3]{\frac{3 \cdot 10^{-2} \cdot 0,024 \cdot 10^{-3} \cdot 1,1 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{0,835^2}} = 0,224 \text{ m/s}$$

Se determină viteza de lucru a aerului :

$$w = K_w w_{cr} = 1,6 \cdot 0,224 = 0,358 \text{ m/s}$$

Se află porozitatea stratului fluidizat. La $K_w = 1,6$:

$$\text{Li} = K_w^3 \text{Li}_{cr} = 1,6^3 \cdot 3 \cdot 10^{-2} = 1,23 \cdot 10^{-1}$$

Din figura 3-8 pentru $\text{Li} = 1,23 \cdot 10^{-1}$ şi $\text{Ar} = 1,565 \cdot 10^4$

$$\varepsilon = 0,47$$

Viteza reală a aerului în secţiunea liberă a stratului este :

$$w_r = \frac{w}{\varepsilon} = \frac{0,358}{0,47} = 0,762 \text{ m/s}$$

Exemplul 3-27. Cu datele din exemplul precedent să se determine dimensiunile şi rezistenţa hidraulică a aparatului. Capacitatea de producţie este 2,5 t gel de silice/h la durata medie de staţionare în aparat $\tau_0 = 10$ min. Debitul de aer în condiţiile de lucru este 4 300 m³/h. Secţiunea liberă a sitei reprezintă 0,015 din secţiunea totală, diametrul găurilor 0,8 mm, grosimea sitei 2 mm.

Rezolvare. Se determină diametrul aparatului. Debitul de aer este :

$$V = \frac{4\,300}{3\,600} = 1,195 \text{ m}^3/\text{s}$$

Secţiunea aparatului este :

$$S = \frac{V}{w} = \frac{1,195}{0,358} = 3,34 \text{ m}^2$$

Diametrul aparatului va fi :

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,34}{3,14}} = 2,06 \text{ m}$$

Se determină înălţimea stratului în aparat. Masa de silicagel în aparat este :

$$M = L\tau_0 = \frac{2\,500 \cdot 10}{60} = 417 \text{ kg}$$

Volumul silicagelului în strat fix va fi :

$$V_s = \frac{M}{\rho_{gr}} = \frac{417}{650} = 0,642 \text{ m}^3.$$

Înălţimea stratului fix este :

$$h_0 = \frac{V_s}{S} = \frac{0,642}{3,34} = 0,192 \text{ m}$$

Porozitatea stratului fix este :

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_{gr}}{\rho} = 1 - \frac{650}{1\,100} = 0,41$$

Înălţimea stratului fluidizat la $K_w = 1,6$ va fi :

$$h = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} h_0 = \frac{1 - 0,4}{1 - 0,47} 0,192 = 0,214 \text{ m}$$

Se calculează rezistenţa hidraulică a aparatului. Rezistenţa stratului este :

$$\Delta p_{st} = \rho(1 - \varepsilon_0) g h_0 = 1\,100(1 - 0,41) 9,81 \cdot 0,192 = 1\,200 \text{ Pa}$$

Viteza aerului în găurile sitei, la secţiunea liberă $\varphi = 0,015$, este :

$$w_0 = \frac{w}{\varphi} = \frac{0,358}{0,015} = 23,9 \text{ m/s}$$

Diametrul găurilor sitei $d_0 = 0{,}0008$ m, grosimea sitei $\delta = 0{,}002$ m. La $d_0/\delta = 0{,}4$, din figura 3-7 se află $C = 0{,}63$.

Rezistența sitei va fi :

$$\Delta p_s = \frac{0{,}503 \cdot 23{,}9^2 \cdot 0{,}835(1 - 0{,}015^2)}{0{,}63^2} = 605 \text{ Pa}$$

Rezistența aparatului :

$$\Delta p = \Delta p_{st} + \Delta p_s = 1\,200 + 605 = 1\,805 \text{ Pa sau } 184 \text{ mm } H_2O.$$

Exemplul 3-28. Să se determine diametrul unor particule sferice de nisip cuarțos cu densitatea 2 640 kg/m³, care încep să treacă în stare de fluidizare la viteza de 1 m/s într-un curent de aer cu temperatura 20°C.

Rezolvare. Diametrul particulelor sferice de nisip se determină din criteriul Ar, pentru care, în prealabil, se calculează criteriul Li_{cr} :

$$Li_{cr} = \frac{w_{cr}^3 \rho_m^2}{\eta_m \rho g} = \frac{1^3 \cdot 1{,}205^2}{0{,}018 \cdot 9{,}81 \cdot 2\,640 \cdot 10^{-3}} = 3{,}14$$

în care :

$$\rho_m = 1{,}29 \frac{273}{293} = 1{,}205 \text{ kg/m}^3 ;$$

$$\eta_m = 0{,}018 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

Din figura 3-8, la valoarea $Li_{cr} = 3{,}14$ se găsește $Ar = 9 \cdot 10^5$.

Diametrul particulelor de nisip este :

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ar\eta_m^2}{\rho \rho_m g}} = \sqrt[3]{\frac{9 \cdot 10^5 \cdot 1{,}8^2 \cdot 10^{-6} \cdot 10^{-4}}{2\,640 \cdot 1{,}205 \cdot 9{,}81}} = 0{,}0021 \text{ m} = 2{,}1 \text{ mm}$$

Exemplul 3-29. Într-un strat fluidizat se află 1 000 kg material solid ; debitul de material prin strat (viteza de intrare și ieșire a particulelor prin strat) este 4 000 kg/h.

Să se determine : 1) ce fracție de particule se va afla în strat un timp mai lung decît timpul mediu de staționare a materialului în strat ; 2) cîte astfel de straturi fluidizate sînt necesare să se unească în serie pentru ca fracția de particule care se află în aparat un timp mai scurt decît timpul mediu necesar staționării materialului într-un strat să nu depășească 10%.

Rezolvare. Se calculează durata medie de staționare a materialului într-un strat. La $M = 1\,000$ kg și $L = 4\,000$ kg/h, rezultă :

$$\tau_0 = \frac{M}{L} = \frac{1\,000}{4\,000} = \frac{1}{4} \text{h} = 900 \text{ s}$$

Se determină fracțiunea de material care se află într-un strat fluidizat în timpul $\tau \geqslant \tau_0$:

$$x_1 = e^{-\tau/\tau_0} = e^{-\frac{900}{900}} = e^{-1} = 0{,}368$$

Astfel, numai 37% din material rămîne în strat un timp mai lung de 15 min și prin urmare fracțiunea de material care se află în strat mai puțin de 15 min reprezintă :

$$1 - x_1 = 0{,}63 \text{ adică } 63\%.$$

Pentru a afla numărul de straturi fluidizate care trebuie legate în serie, partea de material a cărei ședere în strat este mai mică decît τ_0, se determină cu formula (3-59) pentru aparate cu două, trei etc. straturi.

a) pentru un aparat cu două straturi :

$$x_2 = \left(1 + \frac{\tau}{\tau_0}\, e\right)^{-\tau/\tau_0} = \left(1 + \frac{900}{900}\right) e^{-\frac{900}{900}} = 2e^{-1} = \frac{2}{2{,}718} = 0{,}736$$

$$1 - x_2 = 0{,}264$$

Prin urmare, într-un aparat cu două straturi în serie se va afla 26% din material în straturi un timp mai scurt decît 15 min.

b) pentru un aparat cu trei straturi :

$$x_3 = \left[1 + \frac{\tau}{\tau_0} + \frac{1}{2!}\left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^2\right] e^{-\tau/\tau_0} = \left[1 + \frac{900}{900} + \frac{1}{2!}\left(\frac{900}{900}\right)^2\right] e^{-\frac{900}{900}} =$$

$$= \frac{2{,}5}{2{,}718} = 0{,}92$$

$$1 - x_3 = 0{,}08$$

Deci, într-un aparat cu trei straturi numai 8% din material se află în straturi mai puțin de 15 min ; prin urmare un aparat cu trei straturi îndeplinește condiția necesară. Durata medie de staționare a materialului într-un aparat cu trei straturi este :

$$\tau_m = \frac{3M}{L} = \frac{3\,000}{4\,000} = \frac{3}{4} \text{h} = 45 \text{ min}$$

Se compară acest aparat cu trei straturi cu unul cu un singur strat, în care cantitatea de material este tot 3 000 kg, ca în toate straturile aparatului cu trei straturi. Durata medie de staționare a materialului solid în acest aparat cu un singur strat este de asemenea :

$$\tau_m = \frac{3\,000}{4\,000} = \frac{3}{4} \text{h} = 45 \text{ min}$$

Dar partea de material care se află în strat un timp mai scurt decît 15 min va fi mai mare :

$$1 - e^{-\tau/\tau_0} = 1 - e^{-15/45} = 0{,}285 \text{ adică } 28{,}5\%.$$

De aici rezultă avantajul aparatului cu trei straturi.

3.2.5. Amestecarea în mediu lichid

Exemplul 3-30. Un amestec de acizi cu densitatea 1 600 kg/m³ şi viscozitatea $20 \cdot 10^{-3}$ Pa·s se prepară prin introducerea acizilor iniţiali într-un vas de amestec cu diametrul 1 200 mm şi înălţimea 1 500 mm, umplut la 0,75 din volumul său şi prevăzut cu un agitator cu elice care face 3,5 rot/s (fig. 3-11). Să se determine puterea instalată a electromotorului.

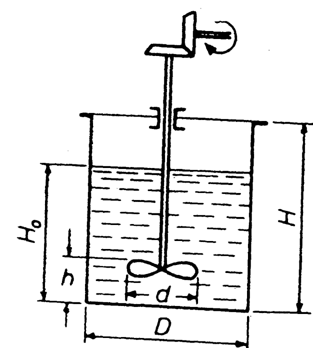


Fig. 3-11. Schiţa la exemplul 3-30.

Rezolvare. Se determină diametrul agitatorului normal:

$$d = \frac{D}{3} = \frac{1{,}2}{3} = 0{,}4 \text{ m.}$$

Se determină regimul de agitare cu formula (3-60):

$$Re_c = \frac{\rho n d^2}{\eta} = \frac{1\,600 \cdot 3{,}5 \cdot 0{,}4^2}{20 \cdot 10^{-3}} = 44\,800$$

Regimul este deci turbulent.

Se determină valoarea criteriului puterii din grafic (fig. VII):

$$K_P = 0{,}27$$

Puterea necesară agitatorului în regim de funcţionare se calculează cu ecuaţia (3-61):

$$P = K_P \rho n^3 d^5 = 0{,}27 \cdot 1\,600 \cdot 3{,}5^3 \cdot 0{,}4^5 = 200 \text{ W} = 0{,}2 \text{ kW}$$

Puterea la pornire este de 2–3 ori puterea de regim:

$$P_p = 2P = 0{,}4 \text{ kW}$$

Se calculează puterea instalată a motorului, considerînd randamentul electromotorului cu transmisie 0,95 şi luînd un plus de putere de 20%:

$$P_{inst} = \frac{0{,}4 \cdot 1{,}2}{0{,}95} \approx 0{,}5 \text{ kW}$$

Exemplul 3-31. Un electromotor cu o putere de 16,5 kW şi cu un reductor ce micşorează turaţia la 240 rot/min, pune în funcţiune un agitator turbină deschis cu 6 palete. Agitatorul amestecă intensiv o masă de reacţie ($\rho = 1\,200$ kg/m³, $\eta = 1{,}6$ Pa·s) într-un rezervor cu diametrul 1 630 mm prevăzut cu şicane. Ce diametru trebuie să aibă agitatorul?

Rezolvare. Deoarece se prevede o agitare intensă, regimul se poate considera turbulent. Din figura VII se găseşte $K_P = 6{,}9$.

Din formula (3-61):

$$d = \sqrt[5]{\frac{P}{K_P \rho n^3}} = \sqrt[5]{\frac{16{,}5 \cdot 10^3}{6{,}9 \cdot 1{,}2 \cdot 10^3 \cdot 4^3}} = \sqrt[5]{3\,120 \cdot 10^{-5}} = 0{,}5 \text{ m}$$

Se verifică raportul D/d:

$$\frac{D}{p} = \frac{1{,}63}{0{,}5} = 3{,}26$$

Exemplul 3-32. Analiza teoretică şi rezultatele încercărilor făcute pentru amestecarea unor lichide cu un agitator au arătat că puterea P consumată de agitator depinde de viscozitatea lichidului η, de densitatea lichidului ρ, de acceleraţia căderii libere g, de numărul de rotaţii al agitatorului n, de diametrul agitatorului d şi de alte caracteristici geometrice (diametrul aparatului, înălţimea lichidului, înălţimea paletei de la fundul vasului). Se cere să se găsească forma generală a ecuaţiei criteriale care să cuprindă variabilele enumerate.

Rezolvare. Pentru sisteme geometric asemenea relaţia funcţională între variabile poate fi scrisă în forma următoare:

$$P = f(\eta, \rho, g, n, d) \qquad \text{(a)}$$

În conformitate cu teorema Π funcţia criterială trebuie să aibă forma (fiind 6 variabile şi trei unităţi de măsură fundamentale: kg, m, s):

$$\varphi(\Pi_1, \Pi_2, \Pi_3) = 0$$

sau

$$\Pi_1 = f(\Pi_2, \Pi_3)$$

în care Π_1, Π_2, Π_3 sînt expresii necunoscute fără dimensiuni (criterii de similitudine).

Presupunînd, că dependenţa existentă între variabile, într-un interval oarecare de variaţie a variabilelor, poate fi scrisă cu suficientă precizie sub forma unei ecuaţii de tipul unui singur termen de puteri, funcţia (a) se poate transcrie astfel:

$$[P] = C \cdot [\eta]^a \cdot [\rho]^b \cdot [g]^c \cdot [n]^e \cdot [d]^f \qquad \text{(b)}$$

În continuare, înlocuind mărimile prin unităţile de măsură corespunzătoare, se obţine ecuaţia de legătură a unităţilor fundamentale:

$$\left[\frac{\text{kg} \cdot \text{m}^2}{\text{s}^3}\right] = C\left[\frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}\right]^a \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]^b \left[\frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right]^c \left[\frac{1}{\text{s}}\right]^e [\text{m}]^f \qquad \text{(c)}$$

Comparînd apoi coeficienţii exponenţiali la unităţile de măsură de acelaşi tip, se ajunge la un sistem de 3 ecuaţii cu 5 necunoscute:

$$\begin{aligned} a + b &= 1 \\ a + 2c + e &= 3 \\ a + 3b - c - f &= -2 \end{aligned} \qquad \text{(d)}$$

Sistemul de ecuaţii (d) este nedefinit şi se poate rezolva în raport cu trei variabile arbitrare, luînd pentru celelalte două mărimi rămase valori date. Numărul total al variantelor soluţiilor se determină din numărul combinaţiilor

care pot fi alcătuite folosind toate necunoscutele din sistem după numărul valorilor fixate în prealabil, adică în cazul de faţă numărul de combinaţii se ia de cinci cîte două:

$$C_5^2 = \frac{5 \cdot 4}{1 \cdot 2} = 10$$

Asemenea combinaţii pot fi:

$$ab, \quad ac, \quad ae, \quad af$$
$$bc, \quad be, \quad bf$$
$$ce, \quad cf$$
$$ef$$

Analiza elementară a sistemului de ecuaţii (d) duce la concluzia, că prin alegerea unor valori date lui a şi b, sistemul devine imposibil de rezolvat*. În felul acesta numărul variantelor soluţiilor se reduce la nouă.

Se rezolvă sistemul de ecuaţii (d), considerînd ca mărimi date a şi c (exponenţii lui η şi g):

$$b = 1 - a$$
$$e = 3 - a - 2c$$
$$f = 5 - 2a - c$$

Retranscriem ecuaţia (b), folosind valorile găsite pentru b, e, şi f:

$$P = C\eta^a \rho^{1-a} g^c n^{3-a-2c} d^{5-2a-c}$$

Grupînd mărimile cu coeficienţii literali similari, se obţine:

$$\frac{P}{\rho n^3 d^5} = C\left(\frac{\rho n d^2}{\eta}\right)^{-a}\left(\frac{n^2 d}{g}\right)^{-c}$$

sau

$$K_P = C\mathrm{Re}_c^{-a}\mathrm{Fr}_c^{-c}$$

adică se obţine un sistem de variabile adimensionale în care participă mărimile fizice η şi g numai o dată şi fiecare numai într-un anumit criteriu.

În acelaşi fel se admit date:

b şi c şi se obţine $K_P\mathrm{Re}_c = C\mathrm{Re}_c^b\mathrm{Fr}_c^{-c}$

a şi e şi se obţine $K_P^2\mathrm{Fr}_c^3 = C^2\mathrm{Ga}^{-a}\mathrm{Fr}_c^e$

b şi e şi se obţine $K_P\mathrm{Re}_c\mathrm{Fr}_c = C\mathrm{Ga}^{b/2}\mathrm{Fr}_c^{e/2}$

c şi e şi se obţine $K_P\mathrm{Re}_c^3 = C\mathrm{Ga}^e\mathrm{Re}_c^e$

a şi f şi se obţine $K_P\mathrm{Fr}_c^5 = C\left(\frac{\mathrm{Fr}_c^2}{\mathrm{Re}_c}\right)^a\mathrm{Fr}_c^f$

b şi f şi se obţine $K_P\mathrm{Re}_c\mathrm{Fr}_c^3 = C\left(\frac{\mathrm{Re}_c}{\mathrm{Fr}_c^2}\right)^b\mathrm{Fr}_c^f$

* Trebuie subliniat faptul că imposibilitatea de rezolvare a sistemului (d) prin alegerea mărimilor a şi b nu este întîmplătoare; ea reflectă o particularitate fizică a lichidelor reale, la care viscozitatea η şi densitatea λ sînt proprietăţi care nu variază independent.

c şi f şi se obţine $K_P^2\mathrm{Re}_c^5 = C^2\left(\frac{\mathrm{Re}_c}{\mathrm{Fr}_c^2}\right)^c\mathrm{Re}_c^t$

e şi f şi se obţine $K_P^3\mathrm{Re}_c^7\mathrm{Fr}_c = C^3\left(\frac{\mathrm{Fr}_c^2}{\mathrm{Re}_c}\right)^e\mathrm{Ga}^f$

În felul acesta pentru descrierea procesului de agitare a lichidelor se pot folosi nouă ecuaţii criteriale principial perfect echivalente, dar diferite ca formă.

Diferenţele dintre ecuaţii sînt determinate de acele mărimi fizice care caracterizează fenomenul studiat (în cazul dat două mărimi), care participă în definirea criteriului numai o singură dată şi fiecare numai la un singur criteriu bine definit.

Toate ecuaţiile pot fi uşor transformate una în alta, întrucît valorile numerice ale exponenţilor sînt definite prin ecuaţiile de legătură.

Alegerea uneia sau alteia din ecuaţiile criteriale este determinată fie de tendinţa de folosire a formelor tradiţionale ale variabilelor generalizate (în cazul dat criteriile Re şi Fr), fie de comoditatea de prelucrare a datelor experimentale. Valorile numerice ale coeficientului C şi exponenţii pot fi determinaţi numai pe cale experimentală.

Exemplul 3-33. Un reactor (fig. 3-12) cu diametrul $D = 1\,000$ mm este plin cu masă de reacţie pe înălţimea de 1 000 mm. Masa de reacţie are viscozitatea $150 \cdot 10^{-3}$ Pa·s şi densitatea $\rho_m = 1\,200$ kg/m³. În masa de reacţie este necesar să se obţină o repartizare uniformă a particulelor solide de catalizator cu dimensiunea maximă $d_c = 1{,}3$ mm şi densitatea $\rho_c = 2\,450$ kg/m³; raportul $s : l = 1 : 4$.

Care tip de agitator este mai potrivit de folosit: cu elice cu trei palete (fig. 3-13, *a*) cu pasul 1, sau cu turbină (fig. 3-13, *b*) de tip închis cu opt palete?

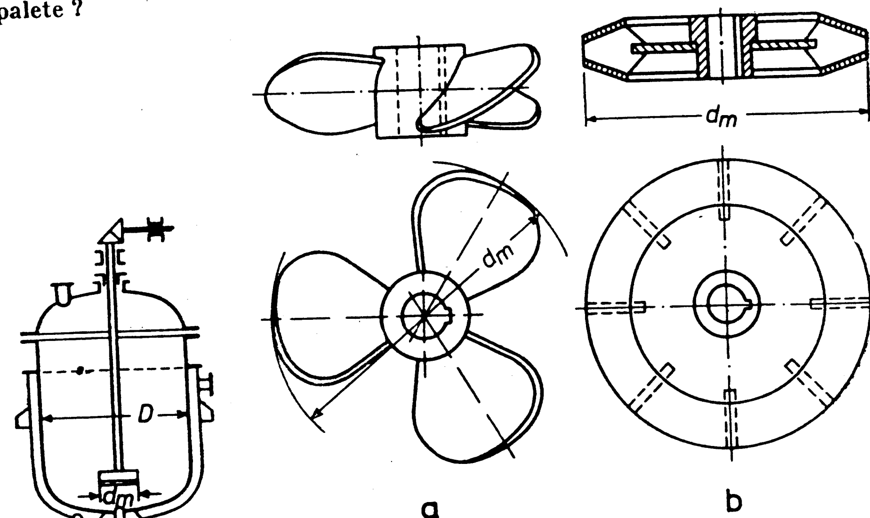


Fig. 3-12. Schiţa la exemplul 3-33.

Fig. 3-13. Schiţa la exemplele 3-33 şi 3-34.

Rezolvare. 1. Se determină diametrul agitatorului normal :

$$d_a = (0{,}25\ldots0{,}3)D = (0{,}25\ldots0{,}3)1 = 0{,}3 \text{ m}$$

2. Pentru aflarea criteriului Re_c şi a numărului de rotaţii se foloseşte ecuaţia* :

$$Re_c = CGa^k S^l \Gamma_{d_c}^m \Gamma_D^n$$

În această ecuaţie constantele au valorile :

	C	k	l	m	n
— pentru agitatorul cu elice	0,105	0,6	0,8	0,4	1,9
— pentru agitatorul cu turbină	0,25	0,57	0,37	0,33	1,15

Se calculează valorile criteriilor şi simplexurilor de similitudine :

$$Ga = \frac{d_a^3 \rho_m^2 g}{\eta^2} = \frac{3^3 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}2^2 \cdot 10^6 \cdot 9{,}81}{1{,}5^2 \cdot 10^{-2}} = 1{,}7 \cdot 10^7$$

$$S\rho = \frac{\rho_c}{\rho_m} = \frac{2{,}45 \cdot 10^3}{1{,}2 \cdot 10^3} = 2{,}04$$

$$\Gamma_{d_c} = \frac{d_c}{d_a} = \frac{1{,}3 \cdot 10^{-3}}{3 \cdot 10^{-1}} = 4{,}33 \cdot 10^{-3}$$

$$\Gamma_D = \frac{D}{d_a} = \frac{1{,}0}{3 \cdot 10^{-1}} = 3{,}33$$

Valorile aflate pentru criterii şi simplexuri se găsesc în limitele de folosire a ecuaţiei de mai sus.

Se află valoarea criteriului Re_c şi a numărului de rotaţii pentru agitatorul cu elice :

$$Re_c = 0{,}105\ Ga^{0,6} S_\rho^{0,8} \Gamma_{d_c}^{0,4} \Gamma_D^{1,9} =$$

$$= 0{,}105 \cdot 1{,}7^{0.6} \cdot 10^{4,2} \cdot 2{,}04^{0,8} \cdot 4{,}33^{0,4} \cdot 10^{-1,2} \cdot 3{,}33^{1,9} = 4{,}51 \cdot 10^3$$

$$n_0 = Re_c \frac{\eta}{\rho_m d_a^2} = \frac{4{,}51 \cdot 10^3 \cdot 1{,}5 \cdot 10^{-1}}{1{,}2 \cdot 10^3 \cdot 3^2 \cdot 10^{-2}} = 6{,}26 \text{ rot/s} = 376 \text{ rot/min}$$

Se află valoarea criteriului Re_c şi numărul de rotaţii n_0 pentru agitatorul cu turbină :

$$Re_c = 0{,}25\ Ga^{0,57} S_p^{0,37} \Gamma_{d_c}^{0,33} \Gamma_D^{1,15} =$$

$$= 2{,}5 \cdot 10^{-1} \cdot 1{,}7^{0,57} \cdot 10^{3,99} \cdot 2{,}04^{0,37} \cdot 4{,}33^{0,33} \cdot 10^{-0,99} \cdot 3{,}33^{1,15} = 2{,}85 \cdot 10^3$$

$$n_0 = Re_c \frac{\eta}{\rho_m d_a^2} = \frac{2{,}85 \cdot 10^3 \cdot 1{,}5 \cdot 10^{-1}}{1{,}2 \cdot 10^3 \cdot 3^2 \cdot 10^{-2}} = 3{,}96 \text{ rot/s} = 238 \text{ rot/min.}$$

3. Se determină puterea consumată pentru agitare.

Din graficul $K_P = f(Re)$ [0-2] se află :

$K_P = 0{,}32$ pentru agitatoarele cu elice ;

$K_P = 1{,}30$ pentru agitatoarele cu turbină.

* Pavluşenko, I.S., Kostin, N. M., Matveev, S. F., J.P.H., 30, 1957, p. 1 160.

Se calculează expresia comună :

$$\rho_m d_a^5 = 1{,}2 \cdot 10^3 \cdot 3^5 \cdot 10^{-5} = 2{,}91$$

Puterea necesară pentru agitatorul cu elice este :

$$P = K_P n^3 \rho_m d_a^5 = 3{,}2 \cdot 10^{-1} \cdot 6{,}26^3 \cdot 2{,}91 = 227 \text{ W} \approx 0{,}23 \text{ kW}$$

Puterea necesară pentru agitatorul cu turbină este :

$$P = K_P n^3 \rho_m d_a^5 = 1{,}3 \cdot 3{,}96^3 \cdot 2{,}91 = 234 \text{ W} \approx 0{,}23 \text{ kW}$$

Pentru că puterea necesară este aceeaşi în ambele cazuri, se alege agitatorul cu turbină, care lucrează la o turaţie mai mică.

Exemplul 3-34. În experienţe de oxidare cu oxigen a sulfurii de amoniu la tiosulfat, făcute într-un aparat model cu patru pereţi interiori, cu diametrul 500 mm, s-a obţinut absorbţia a 1,04 dm³ oxigen la 1 m³ masă de reacţie în timp de o secundă (adică $k = 1{,}04 \cdot 10^{-3}$ $m^3O_2/m^3 \cdot s$). Agitarea s-a făcut cu un agitator cu turbină de tip închis cu diametrul de 125 mm, cu 6 rot/s, la un consum specific de oxigen $u = 3{,}5 \cdot 10^{-3}$ $m^3O_2/m^3 \cdot s$.

Pe baza rezultatelor obţinute pe model se proiectează un aparat industrial cu diametrul 2 m, la care diametrul agitatorului este 0,5 m. Aparatul este geometric asemenea cu modelul ($\Gamma_D = D/d = 4$).

Trebuie să se calculeze numărul de rotaţii ale agitatorului din aparatul industrial, la care se obţine aceeaşi productivitate specifică ca şi în model. Consumul de oxigen în aparatul industrial $u_{ind} = 3{,}5 \cdot 10^{-3}$ $m^3O_2/m^3 \cdot s$; proprietăţile fizice ale masei de reacţie la model şi la aparatul industrial sînt apropiate de cele ale apei. Temperatura de reacţie este 80°C.

Rezolvare. Pentru calculul aparatelor industriale în care $Re_c \geqslant 1{,}8 \cdot 10^5$ se poate folosi ecuaţia* :

$$Di = CRe_c^{0,09} Fr_c^{0,165} K_u^{0,75} \Gamma_D^{-0,167} \quad \text{(a)}$$

în care : $Di = \frac{k}{n}$ este criteriul lui Diakonov ;

$K_u = \frac{u}{n}$ — criteriul de repartiţie.

Dacă la trecerea de la model la aparatul industrial proprietăţile fazelor nu se schimbă, ecuaţia (a) conduce la :

$$k = C_1 \frac{n^{0,67} d_a^{1,015} u^{0,75}}{D^{0,67}}$$

Se calculează valoarea criteriului Re_c pentru aparatul model :

$$Re_c = \frac{\rho n d_a^2}{\eta} = \frac{972 \cdot 6 \cdot 0{,}125^2}{3{,}56 \cdot 10^{-4}} = 2{,}55 \cdot 10^5 > 1{,}8 \cdot 10^5$$

Prin urmare, rezultatele experienţelor pot fi folosite pentru modelare.

* Pavluşenko, I. S., Braghinskii, L. N., Brilov, V. N., J. P. H., 34, 1961, p. 805.

Din datele experienţelor pe model se determină coeficientul C_1 pentru procesul considerat:

$$C_1 = \frac{k_{mod} D_{mod}^{0,67}}{n_{mod}^{0,67} d_{mod}^{1,015} u_{mod}^{0,75}} = \frac{1,04\cdot10^{-3}\cdot 0,5^{0,67}}{6^{0,67}\cdot 0,125^{1,015}(3,5\cdot10^{-3})^{0,75}} = 1,15\cdot10^{-1}$$

Înlocuind în ecuaţie caracteristicile aparatului industrial şi valoarea lui C_1, se calculează numărul de rotaţii ale agitatorului:

$$n_{ind} = \left(\frac{k_{ind} D_{ind}^{0,67}}{C_1 d_{ind}^{1,015} u_{ind}^{0,75}}\right)^{\frac{1}{0,67}} = \left(\frac{1,04\cdot10^{-3}\cdot 2^{0,67}}{1,15\cdot10^{-1}\cdot 0,5^{1,015}(3,5\cdot10^{-3})^{0,75}}\right)^{\frac{1}{0,67}} = 2,85 \text{ rot/s}$$

Se admite viteza de rotaţie $n_{ind} = 3$ rot/s

Se verifică valoarea lui Re_c pentru aparatul industrial:

$$Re_c = \frac{972\cdot 3\cdot 0,5^2}{3,56\cdot10^{-4}} = 2,04\cdot10^6$$

Pentru că valoarea numărului Re_c pentru aparatul industrial se află de asemenea în limitele de aplicare a ecuaţiei (a), numărul de rotaţii corespunde productivităţii date.

3.3. PROBLEME

3-1. Să se afle raportul diametrelor particulelor de galenă (sulfură de plumb) (ρ = 7 800 kg/m³) şi de cuarţ (ρ = 2 600 kg/m³), care sedimentează cu aceeaşi viteză: a) în aer şi b) în apă, considerînd că depunerea are loc la Re < 0,2.

3-2. Cu ce viteză vor sedimenta particulele sferice de cuarţ cu ρ = 2 600 kg/m³ şi diametrul de 10 µm: a) în apă la 15°C; b) în aer la 15 şi 500°C?

3-3. Ce viteză trebuie să aibă aerul în ţeava verticală a unui uscător pneumatic pentru a realiza transportul unor cristale cu densitatea 2 000 kg/m³ şi cu diametrul maxim 3 mm, la o temperatură a aerului de 60°C? Viteza aerului trebuie să fie cu 25% mai mare decît viteza de plutire a particulelor.

3-4. Să se calculeze viteza curentului ascendent de aer într-un separator de aer, necesară pentru a separa particulele de apatită cu diametru mai mic de 1 mm de particulele mai mari. Temperatura aerului este 20°C; densitatea apatitei este 3 230 kg/m³.

3-5. Să se determine distanţa dintre poliţele unei camere de desprăfuire (v. fig. 3-9), pentru ca în cameră să sedimenteze particule de praf de pirită cu diametru mai mare de 15 µm. Celelalte condiţii sînt identice ca în exemplul 3-6 (p. 115).

3-6. Printr-o cameră de desprăfuire (v. fig. 3-9) cu distanţa între poliţe 100 mm trec 2 000 m³/h de gaz cu praf cu densitatea 1,6 kg/m³ (debitul şi densitatea sînt date în condiţii normale). Temperatura gazului este 400°C. Viscozitatea la această temperatură este $0,03\cdot10^{-3}$ Pa·s. Densitatea prafului este 3 700 kg/m³. Dimensiunile camerei sînt: lungimea 4,55 m, lăţimea 1,71 m, înălţimea 4 m. Ce diametru au particulele de praf care se vor depune în această cameră dacă viteza reală de sedimentare este jumătate din cea teoretică?

3-7. Să se demonstreze identitatea formulelor (3-9) şi (3-10) pentru calculul suprafeţei unui decantor cu funcţionare continuă.

3-8. Să se determine diametrul decantorului (v. fig. 3-2) pentru îngroşarea continuă a unei suspensii apoase de carbonat de calciu, care are temperatura de 35°C. Celelalte condiţii sînt identice cu cele din exemplul 3-8.

3-9. Cum variază capacitatea de producţie a decantorului dacă temperatura suspensiei apoase se ridică de la 15 la 50°C? În ambele cazuri Re < 0,2.

3-10. Să se aleagă un ciclon de tipul NIIOGAZ (v. fig. 3-3 şi tabelul 3-1) pe baza următoarelor date: debitul aerului cu praf 5 100 m³/h (la 0°C şi 760 mm Hg); temperatura

aerului 50°C; densitatea prafului 1 200 kg/m³. Dimensiunea minimă a particulelor de praf care trebuie să se depună în ciclon este 15 µm. Să se determine şi rezistenţa hidraulică a ciclonului.

3-11. Să se deducă formula (3-25) pornind de la condiţia că volumul suspensiei este egal cu suma volumelor fazei lichide şi solide.

3-12. Să se calculeze densitatea unei suspensii apoase care conţine 10% masă fază solidă. Densitatea relativă a fazei solide este 3.

3-13. Să se determine viteza de sedimentare în apă la 25°C a unor particule alungite de cărbune cu ρ = 1 400 kg/m³ şi a unor particule de şist turtite cu ρ = 2 200 kg/m³, cu diametrul echivalent 2 mm.

3-14. Să se determine viteza de sedimentare în apă a unor particule alungite de sulfură de plumb de formă colţuroasă, care sedimentează în apă la 15°C cu viteza 0,25 m/s. Densitatea sulfurii de plumb este 7 500 kg/m³.

3-15. Ce cantitate de precipitat umed se adună pe filtru după filtrarea a 10 m³ suspensie cu densitatea relativă 1,12, care conţine 20% masă fază solidă? Umiditatea precipitatului este 25%.

3-16. La filtrarea unei suspensii apoase cu un conţinut de 20% masă solidă s-au obţinut 15 m³ filtrat. Umiditatea precipitatului este 30%. Să se determine cantitatea de precipitat obţinut, calculată faţă de substanţa uscată.

3-17. Un filtru-presă are 26 rame, cu dimensiunile 62 × 62 cm. Grosimea ramelor este 25 mm. Durata de filtrare pînă la umplerea ramelor este două ore. Spălarea precipitatului se face cu apă în cantitate de 10% din volumul filtratului. Presiunea în timpul filtrării şi spălării este constantă şi identică. Care este timpul necesar pentru spălare? Precipitatul este omogen şi necompresibil; volumul său reprezintă 5% din volumul filtratului. Calculul se face folosind ecuaţia (3-13), considerînd $C = 0$.

3-18. Durata de filtrare a 20 m³ soluţie pe un filtru-presă cu rame este 2,5 ore. Să se găsească durata aproximativă de spălare a precipitatului cu 2 m³ apă, presupunînd că viteza de spălare este de circa 4 ori mai mică decît de viteza de filtrare în momentul final. Rezistenţa pînzei se neglijează. Viscozitatea filtratului şi a apei de spălare sînt identice.

3-19. Cum variază durata de spălare a precipitatului în condiţiile problemei precedente, dacă se consideră că viscozitatea filtratului este $1,5\cdot10^{-3}$ Pa·s, iar viscozitatea apei de spălare $1\cdot10^{-3}$ Pa·s?

3-20. Să se determine durata teoretică de spălare a unui precipitat dintr-un filtru în următoarele condiţii: intensitatea de spălare 6 dm³/m²·min; grosimea precipitatului 30 mm; concentraţia iniţială a sării în filtratul apei de spălare 120 g/dm³; concentraţia finală 2 g/dm³. Constanta vitezei de spălare K este, conform datelor experimentale, egală cu circa 350 cm³/dm³.

3-21. Să se determine constanta de spălare K în următoarele condiţii: intensitatea de spălare 10 dm³/m²·min; grosimea stratului de precipitat 25 mm; concentraţia iniţială a sării în filtratul apei de spălare 40 g/dm³, iar cea finală 0.5 g/dm³; durata de spălare 1 h 40 min.

3-22. Cum variază capacitatea de filtrare a unui filtru dacă:

1) se dublează suprafaţa de filtrare;
2) se dublează presiunea de filtrare, precipitatul fiind omogen şi necompresibil;
3) se dublează concentraţia substanţei solide în suspensia de filtrat;
4) se micşorează de două ori viscozitatea filtratului prin ridicarea temperaturii;
5) se dublează durata ciclului complet de lucru al filtrului, adică se măreşte grosimea stratului de precipitat.

3-23. Să se arate, în mod orientativ, cum influenţează variaţia numărului de rotaţii a unui filtru cu tobă la vid (v. fig. 3-10) asupra capacităţii sale de filtrare (de exemplu, prin mărirea numărului de ture cu 50%). Se va folosi ecuaţia (3-13), admiţînd $C = 0$.

3-24. Să se determine tipul tehnologic şi să se indice construcţia centrifugei pentru separarea p-nitroanilinei din soluţie, după recristalizare, cunoscînd:

1) concentraţia substanţei solide în suspensie 35%;
2) dizolvant — apa;
3) precipitatul — cristalin;
4) umiditatea finală cerută — 5%;
5) cristalizarea se face periodic.

3-25. Se cere să se separe uleiul de bumbac din apele de spălare (soapstock) după purificarea cu alcalii. Să se determine tipul tehnologic de centrifugă şi să se indice construcţia acesteia pe baza următoarelor date:

1) felul amestecului — emulsie;
2) densitatea relativă a uleiului — 0,9;
3) densitatea relativă a soluţiei apoase de sare (adăugată pentru spargerea emulsiei) — 1,05.

3-26. Să se determine presiunea specifică pe peretele tobei unei centrifuge, dacă grosimea stratului de lichid este 10 cm, diametrul interior al tobei 1 m, turaţia 500 rot/min. Densitatea lichidului este 1 100 kg/m³.

3-27. Să se determine turaţia unei centrifuge, dacă se cunoaşte înălţimea tobei $H =$ 0,5 m. Presiunea pe pereţii tobei trebuie să fie 5 at. Se încarcă 400 kg suspensie.

3-28. Să se arate aproximativ, că, dacă rezistenţa admisibilă la tracţiune a oţelului este $\sigma_a = 88{,}3 \cdot 10^6$ Pa, adică 900 kgf/cm², viteza periferică a tamburului centrifugei nu trebuie să depăşească 60 m/s. Ţinînd seama de această condiţie, să se determine diametrul maxim admisibil al tobei: a) pentru o centrifugă de filtrare care face 1 100 rot/min; b) pentru o supercentrifugă tubulară care face 14 000 rot/min.

3-29. Să se deducă formula cu care se poate calcula viteza de centrifugare a unor particule sferice solide, pornind de la legea lui Stokes. Turaţia se măsoară în rot/s.

3-30. De cîte ori mai repede are loc depunerea aceloraşi particule într-o centrifugă faţă de un decantor, dacă toba centrifugei are $D = 1$ m şi $n = 600$ rot/min? Regimul de curgere în ambele cazuri este laminar.

3-31. Să se determine durata aproximativă de pornire a unei centrifuge încărcată cu 300 kg sare umedă, neglijînd frecarea axului în lagăre şi frecarea peretelui tobei de aer. Diametrul interior al tobei este 1 m, iar masa 200 kg. Turaţia de regim este 800 rot/min. Puterea electromotorului este 6 kW, iar randamentul total al agregatului 0,8. Înălţimea tobei este 780 mm; coeficientul de umplere al tobei 0,5.

3-32. În condiţiile problemei precedente să se determine puterea electromotorului, dar ţinînd seama de frecare, dacă perioada de pornire se consideră egală cu 2,5 min. Diametrul axului 70 mm; lagărele sînt cu bile; grosimea peretelui tamburului este 10 mm.

3-33. Să se determine numărul de centrifuge cu funcţionare periodică, avînd dimensiunile tobei $D = 1\,200$ mm şi $H = 500$ mm, pentru a filtra 50 t suspensie în 24 ore. Suspensia conţine 40% masă fază solidă. Densitatea relativă a lichidului este 1,1, iar a solidului 1,8. Durata unei operaţii 25 min. Numărul orelor de funcţionare pe zi se va considera egal cu 20. Coeficientul de umplere al tobei 0,5.

3-34. Cum variază capacitatea de filtrare a unei centrifuge dacă numărul de rotaţii se dublează? Precipitatul este omogen şi necompresibil. Se neglijează rezistenţa pînzei de filtrare.

3-35. O centrifugă automată orizontală de sedimentare tip AOG-1800 trebuie să centrifugheze o suspensie apoasă de carbonat de calciu. Să se determine capacitatea de producţie orară a centrifugei (cantitatea orară de suspensie prelucrată), dacă temperatura suspensiei este 40°C. Dimensiunea celor mai mici particule este 2 µm. Caracteristicile tehnice ale centrifugei: diametrul tobei 1 800 mm, lungimea tobei 700 mm; diametrul deschiderii 1 300 mm; turaţia 735 rot/min. Randamentul se va lua 0,45.

3-36. De cîte ori este mai mare capacitatea de producţie a unei centrifuge industriale de filtrare tip AG decît a unui model de laborator, geometric asemenea? Dimensiunile centrifugei industriale sînt de trei ori mai mari decît dimensiunile celei de laborator. Se prelucrează aceeaşi suspensie, la aceeaşi turaţie şi cu aceeaşi durată de umplere a tamburului cu precipitat.

3-37. Să se determine capacitatea de producţie a unei centrifuge cu şnec de sedimentare tip NOGŞ-600, care prelucrează o suspensie apoasă de ghips la 50°C. Cele mai mici particule de ghips din suspensie au diametrul 2 µm. Centrifuga are: diametrul cilindrului la preaplin 480 mm; lungimea zonei de sedimentare 350 mm; turaţia tobei 1 400 rot/min.

3-38. Ce diametru vor avea particulele de caolin dintr-o suspensie apoasă pentru a sedimenta într-o centrifugă NOGŞ-230 la o prelucrare de 3 m³/h suspensie la 35°C? Caracteristicile tehnice ale centrifugei sînt: diametrul cilindrului la preaplin 180 mm; lungimea 164 mm; turaţia tamburului 1 600 rot/min.

3-39. Să se determine viteza aerului necesară pentru formarea stratului fluidizat în cazul particulelor de gel de silicoaluminat granulat în următoarele condiţii: temperatura aerului 100°C; densitatea (aparentă) a gelului de silicoaluminat $\rho = 968$ kg/m³; diametrul particulelor 1,2 mm. Care va fi rezistenţa hidraulică, dacă înălţimea stratului fix este 400 mm?

3-40. În condiţiile problemei precedente să se determine porozitatea şi înălţimea stratului fluidizat dacă viteza aerului depăşeşte de 1,7 ori viteza critică.

3-41. Să se determine diametrul minim al particulelor granulate de cărbune care încep să treacă în stare de fluidizare într-un curent de aer cu viteza 0,2 m/s. Densitatea (aparentă) a cărbunelui este 660 kg/m³.

3-42. Un vas cu diametrul 900 mm şi înălţimea 1 100 mm, prevăzut cu agitator, este umplut 3/4 cu ulei de cilindru cu densitatea 930 kg/m³ şi viscozitatea 18 Pa·s. Care va fi puterea instalată a electromotorului, dacă agitatorul cu elice cu trei palete face 180 rot/min?

3-43. Pentru a se obţine o soluţie diluată dintr-o sare minerală, aceasta se amestecă intens cu apă la 64°C într-un rezervor cu ajutorul unui agitator cu palete. Ce număr de rotaţii face agitatorul dacă diametrul său este 0,5 m, iar puterea necesară motorului este 0,8 kW? Caracteristicile fizice ale soluţiei diluate sînt identice cu ale apei.

3-44. Un agitator cu palete avînd $d_1 = D/3$ este înlocuit cu altul cu $d_2 = D/4$. Amestecarea se face în ambele cazuri în condiţiile regimului laminar. Cum variază numărul de rotaţii al agitatorului, dacă puterea motorului rămîne aceeaşi?

3-45. Ce diametru trebuie să aibă un agitator cu elice pentru amestecarea intensă a glicerinei tehnice, care are densitatea 1 200 kg/m³ şi viscozitatea 1,6 Pa·s; amestecarea se face într-un vas cu diametrul 1 750 mm la o turaţie $n = 500$ rot/min şi o putere 17 kW?

3.4. EXEMPLU DE CALCUL AL UNEI BATERII DE CICLOANE [3-2]

Într-o baterie de cicloane (fig. 3-14) se purifică de praf 7 800 m³/h gaz cu temperatura 310°C. Densitatea gazului 1,3 kg/m³ (socotit la 0°C şi 760 mm Hg). Presiunea barometrică este 99 300 Pa (745 mm Hg). La intrarea în bateria de cicloane gazul se află la un vid de 294 Pa (30 mm H_2O). Rezistenţa hidraulică a bateriei de cicloane nu trebuie să fie mai mare de 392 Pa (40 mm H_2O). Densitatea prafului 2 450 kg/m³. Conţinutul de praf în gaz este 32 g/m³ (la 0°C şi 760 mm Hg). Praful se aglomerează puţin.

Rezolvare. Caracteristicile cicloanelor dintr-o baterie de cicloane de tip BŢ cu dispozitive spirale, pentru separarea prafului cu tendinţă mică de aglomerare, cu densitatea 2 300 kg/m³ la $\frac{\Delta p}{\rho} = 736$ m²/s² $\left(\text{sau } \frac{\Delta p}{\gamma} = 75 \text{ m}\right)$ sînt date în tabelul 3-6.

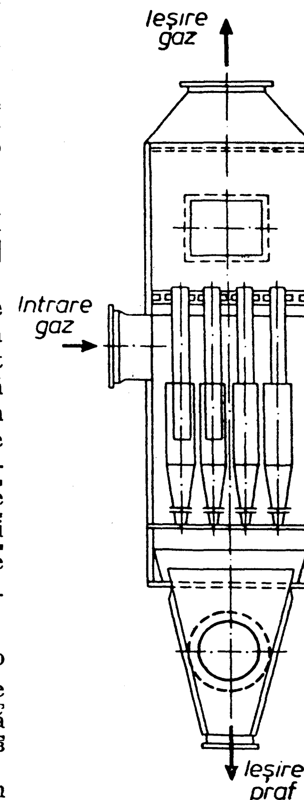


Fig. 3-14. Multiciclon.

Tabelul 3-4

Diametrul elementului, mm	Concentraţia maximă a prafului în gaz, g/m³ (la 0°C şi 760 mm Hg)	Gradul de separare a prafului (%) la diametrul particulelor, în μm			Coeficientul de rezistenţă ζ_0 la înclinarea paletelor de	
		5	10	15	25°	30°
250	75	72	84	93		
150	35	78	88	95	90	65
100	15	82	91	96		

Pe baza datelor problemei se alege din tabel un ciclon cu diametrul 150 mm, la care concentraţia admisă a prafului este pînă la 35 g/m³.

Se determină densitatea gazului pentru condiţiile de lucru :

$$\rho = 1{,}3\,\frac{273\left(745 - \dfrac{30}{13{,}6}\right)}{(273 + 310)760} = 0{,}595 \text{ kg/m}^3$$

Din condiţia impusă, pierderea de presiune Δp nu trebuie să depăşească 392 Pa (40 mm H_2O). Raportul $\frac{\Delta p}{\rho} = \frac{392}{0{,}595} = 660 \text{ m}^2/\text{s}^2 \left(\text{sau } \frac{\Delta p}{\gamma} = \frac{40}{0{,}595} = 67{,}2 \text{ m}\right)$ se încadrează în limitele recomandate (540—736 m²/s²) (sau 55—75 m).

Pentru dispozitivul de dirijare de tip cu spirală, cu unghiul de înclinare a paletelor faţă de orizontală de 25°, coeficientul de rezistenţă $\zeta = 90$.

Viteza gazului în partea cilindrică a ciclonului w_c se determină din formula (3-12) :

$$w_c = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\zeta_0 \rho}} = \sqrt{\frac{392 \cdot 2}{90 \cdot 0{,}595}} = 3{,}84 \text{ m/s}$$

Debitul de gaz printr-un element al bateriei de cicloane este :
$V_1 = 0{,}785 D^2 \cdot 3\,600 \cdot w_c = 0{,}785 \cdot 0{,}150^2 \cdot 3\,600 \cdot 3{,}84 = 244 \text{ m}^3/\text{h}$

Numărul necesar de elemente va fi :

$$n = \frac{7\,800}{244} = 32$$

care se aşează pe patru rînduri a cîte opt elemente fiecare.

3.5. EXEMPLU DE CALCUL AL UNUI SPĂLĂTOR DE GAZE CU SPUMĂ PENTRU PURIFICAREA GAZELOR DE PRAF [3-8] *

Să se determine dimensiunile principale ale unui spălător de gaze cu spumă, care trebuie să purifice 50 000 m³/h gaz la temperatura de 80°C. Concentraţia prafului la intrarea gazului în aparat $c_{in} = 0{,}01$ kg/m³ (în condiţii normale) ; gradul de purificare 0,99.

* În ultimul timp au apărut aparate noi îmbunătăţite de spălătoare de gaze: cu grătare (Valdherg, A. Iu., Tarat, E. Ia., Zaiţev, M. M. — Alimentarea cu apă şi tehnica sanitară, 1969, nr. 6) şi cu stabilizatori celulari ai spumei.

Rezolvare. Deoarece viteza gazului în secţiunea totală a aparatului este un factor principal, de care depinde formarea în bune condiţii a spumei şi prin urmare eficacitatea purificării, este important ca alegerea vitezei de calcul să se facă corect.

Limita superioară admisă pentru viteza gazului este viteza la care se intensifică brusc antrenarea apei sub formă de picături. După datele experimentale, în spălătoarele de gaze au un strat de spumă cu înălţimea de 30—100 mm, despărţirea gazului în şuviţe, care produc distrugerea spumei şi antrenarea masivă de picături, începe la viteze ale gazului raportate la secţiunea totală a aparatului (sub grătar) de la 2,7 pînă la 3,5 m/s.

Cu cît stratul de spumă deasupra grătarului este mai înalt şi cu cît secţiunea liberă a grătarului este mai mare, cu atît gazul poate să aibă viteza mai mare fără a antrena picături. Micşorarea diametrului orificiilor (păstrîndu-se constantă secţiunea liberă a grătarului) permite de asemenea micşorarea antrenării picăturilor. De obicei, limita superioară a vitezei gazului sub grătar se admite aproximativ 3 m/s.

Limita inferioară a vitezei gazului în aparatele cu spumă este viteza la care se micşorează mult formarea spumei.

Pentru spălătoarele de gaz cu spumă, cu secţiune liberă mare a grătarului şi cu orificii cu diametru mare, limita inferioară este viteza gazului la care cea mai mare parte din lichid trece prin orificii, fapt în urma căruia înălţimea stratului de spumă devine foarte mică. În condiţii obişnuite, limita inferioară a vitezei de calcul se poate considera egală cu 1 m/s.

Se admite viteza medie a gazului w = 2,3 m/s. Se determină suprafaţa secţiunii transversale a aparatului :

$$S = \frac{50\,000}{3\,600 \cdot 2{,}3} = 6 \text{ m}^2$$

Spălătorul de gaz poate avea o secţiune circulară sau dreptunghiulară. În aparatele cilindrice se realizează o repartiţie mai uniformă a curentului de gaz, în timp ce în aparatele cu secţiune dreptunghiulară se obţine o repartiţie mai bună a lichidului.

Se alege un aparat cu secţiune dreptunghiulară cu dimensiunile 3 × 2 m, alimentarea apei făcîndu-se central (fig. 3-15). Pentru o repartiţie mai bună a gazului în secţiunea aparatului introducerea gazului se face printr-un difuzor.

Calculul cantităţii necesare de apă se face diferit în funcţie de temperatura gazului la intrare. Dacă gazul este rece, factorii hidrodinamici au cea mai mare influenţă asupra debitului de apă, iar dacă gazele sînt calde, debitul de apă este determinat de bilanţul termic.

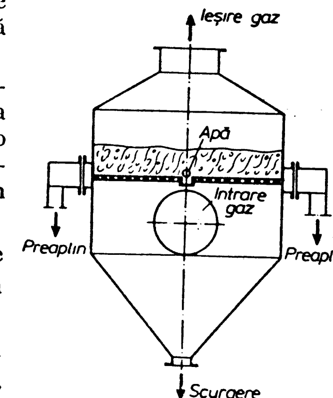


Fig. 3-15. Spălător de gaz cu spumă.

La purificarea de praf a gazelor cu temperaturi sub 100°C, calculul cantității de apă introduse se face pornind de la hidrodinamica procesului și de la bilanțul de materiale al gazului de purificat. În condiții obișnuite, pentru păstrarea unei uniformități suficiente de formare a spumei pe întreaga suprafață a grătarului, este necesar ca prin orificii să se scurgă maximum 50% din apa introdusă, deoarece o scurgere mai intensă creează o neuniformitate a înălțimii stratului de apă pe grătar.

Debitul apei în spălătorul de gaz se compune din debitul de apă care trece prin scurgere și acela care iese prin preaplinul grătarului.

Evaporarea apei este neînsemnată și poate fi neglijată.

Cantitatea de apă care trece prin orificiile grătarului se determină în funcție de greutatea prafului de separat și de compoziția suspensiei date; se alege apoi grătarul, a cărui secțiune liberă, diametru și celelalte caracteristici trebuie să fie astfel încît să se asigure scurgerea cantității de apă stabilite.

La un grad de purificare dat η, concentrarea prafului în gaz la ieșirea din aparat c_{fin} se determină cu formula*:

$$c_{fin} = c_{in}(1 - \eta) = 0{,}01(1 - 0{,}99) = 0{,}0001 \text{ kg/m}^3$$

Cantitatea de praf separat:

$$G_{praf} = V_0(c_{in} - c_{fin}) = 50\,000 \frac{273}{273 + 80} (0{,}01 - 0{,}001) = 383 \text{ kg/h}$$

Dacă se cunoaște concentrația suspensiei $c = s : l$ (în kg/kg), atunci scurgerea W_1, adică volumul de apă necesar (în m³/h) pentru formarea suspensiei, se poate determina cu ecuația:

$$W_1 = \frac{KG_{praf}}{1\,000\,c}$$

în care K este coeficientul de repartiție a prafului între apa care se scurge și apa care iese din preaplin, exprimat prin raportul dintre cantitatea de praf antrenată de apa care se scurge și cantitatea totală de praf separată; de obicei $K = 0{,}6...0{,}8$.

De regulă, concentrația suspensiei se găsește în limitele raportului masic $s : l$ egal cu $(1:5)...(1:10)$. Obținerea unei suspensii mai concentrate decît $1:5$ poate produce astuparea orificiilor grătarului, mai ales la orificii cu diametre mici. Obținerea unei suspensii cu $s : l < 1 : 10$ nu este rațională datorită volumelor prea mari.

* Concentrația prafului c_{fin} este raportată la volumul gazului înainte de intrarea în aparat V_0, redus la condiții normale. Ea se deosebește puțin de gradul de prăfuire al gazului (în kg/m³) după aparat, deoarece cantitatea de gaz după aparat crește cu 1–2% datorită evaporării apei în spălătorul de gaz.

Se admite $c = 1 : 8 = 0{,}125$ și $K = 0{,}7$. Atunci:

$$W_1 = \frac{0{,}7 \cdot 383}{1\,000 \cdot 0{,}125} = 2{,}14 \text{ m}^3/\text{h}$$

pe tot grătarul sau

$$\frac{2{,}14}{6} = 0{,}36 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$$

pe 1 m² grătar.

Datorită dificultății de a determina parametrii grătarului atunci cînd se cunoaște cantitatea de apă scursă și ținînd seama și de evaporarea parțială a apei după trecerea ei prin grătar, se ia un coeficient de siguranță de $\sim 1{,}5$, adică se consideră $W_1 = 1{,}5 . 2{,}14 \approx 3{,}3$ m³/h sau 0,55 m³/m²·h.

Cantitatea de apă care se scurge prin preaplin se determină cu formula:

$$W_2 = ib$$

în care: i este intensitatea curentului în preaplinul grătarului, în m³/m·h;
b — lățimea grătarului înaintea preaplinului, egală cu lungimea pragului de preaplin, în m.

Admițînd că $i = 1$ m³/m·h, pentru tipul de aparat ales, cu preaplinul de ambele părți, se determină:

$$W_2 = 1 \cdot 2 \cdot 2 = 4 \text{ m}^3/\text{h}$$

Debitul total de apă va fi:

$$W = 3{,}3 + 4 = 7{,}3 \text{ m}^3/\text{h}$$

Debitul specific de apă va fi:

$$W_{sp} = \frac{7\,300}{50\,000} = 0{,}146 \text{ dm}^3/\text{m}^3 \text{ gaz}$$

Cantitatea de apă scursă W_1 față de debitul total de apă W reprezintă:

$$W_1 = \frac{3{,}3}{7{,}3} 100 = 45\%$$

ceea ce este admisibil (W trebuie să fie $\geqslant 2W_1$).

Caracteristicile principale ale grătarului (diametrul și pasul găurilor) se aleg pornind de la cantitatea de lichid care trebuie să se scurgă.

S-a stabilit că scurgerea apei crește o dată cu creșterea diametrului găurilor d_0 și cu înălțimea stratului inițial* de lichid pe grătar h_0.

Scurgerea apei crește, de asemenea, la scăderea vitezei gazului în orificii sub 4–6 m/s (în funcție de d_0 și h_0) și scade brusc la creșterea vitezei gazului peste 13–15 m/s, ceea ce poate produce înfundarea grătarului cu praf.

* Se numește strat inițial înălțimea stratului de lichid netransformat în spumă, care va servi la formarea unui strat de spumă cu înălțimea dată.

în afară de aceasta, creşterea vitezei gazului în orificii, în cazul unui strat mic de apă (spumă) pe grătar, caracteristic pentru spălătorul de gaz, duce la desfacerea gazului în şuviţe şi la formarea intensă de picături.

Pentru asigurarea funcţionării normale a spălătorului de gaz, viteza gazului w_0 în grătare cu orificii mari trebuie să fie în limitele 8—13 m/s, iar pentru grătare cu orificii mici între 7 şi 10 m/s, în funcţie de gradul iniţial de prăfuire a gazului, de variaţiile posibile ale debitului de gaz şi de alte condiţii.

Ţinînd seama de concentraţia apreciabilă a prafului în gaz (10 g/m³ în condiţii normale) şi de uşurinţa relativ mare de confecţionare a grătarelor cu orificii mari (orificii mai puţine şi găurire mai uşoară), se prevede un grătar cu orificii mari, pentru care se recomandă o viteză de calcul a gazelor de 8—13 m/s. Considerînd că variaţia debitului de gaz în aparat va avea loc mai ales în sensul micşorării debitului (condiţii normale), se alege o viteză a gazului $w_0 = 12$ m/s.

În acest caz raportul dintre suprafaţa secţiunii libere a grătarului S_0 şi secţiunea aparatului S va fi :

$$\frac{S_0}{S} = \frac{w}{w_0 z} = \frac{2,3}{12 \cdot 0,95} = 0,2$$

în care $z = 0,95$ reprezintă un coeficient care ţine seama de faptul că 5% din suprafaţa secţiunii libere este ocupată de suporturile grătarului, de pragurile de preaplin etc.

La distribuirea orificiilor pe grătar după un hexagon cu pasul t (fig. 3-16) suprafaţa marcată cu linie plină va fi :

$$s = t \cdot x = t \cdot 2\sqrt{t^2 - \frac{t^2}{4}} = 1,73\, t^2$$

Pe această suprafaţă se pot plasa două orificii cu diametrul d_0, a căror suprafaţă este :

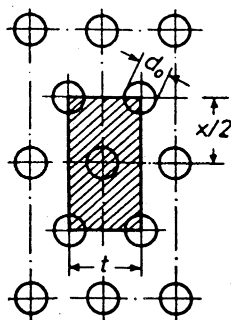


Fig. 3-16. Distribuirea orificiilor pe grătar.

$$s_0 = 2 \cdot 0,785 d_0^2 = 1,57 d_0^2$$

După cum s-a stabilit mai înainte, raportul s_0/s trebuie să fie egal cu 0,2, adică :

$$\frac{1,57\, d_0^2}{1,73\, t^2} = 0,2$$

de unde

$$t = \sqrt{\frac{1,57\, d_0^2}{1,73 \cdot 0,2}}$$

La un diametru al orificiilor $d_0 = 5$ mm rezultă:

$$t = \sqrt{\frac{0,91 \cdot 25}{0,2}} = 10,7 \approx 11 \text{ mm}$$

Înălţimea pragului preaplinului pe grătar se stabileşte din calculul stratului de spumă înaintea preaplinului cu înălţimea de 60 pînă la 100 mm (în funcţie de gradul de purificare).

Se calculează înălţimea stratului de spumă pe grătar, care să satisfacă gradul de purificare impus de $\eta = 0,99$.

Coeficientul vitezei de desprăfuire este :

$$K_p = \frac{2\eta w}{2 - \eta} = \frac{2 \cdot 0,99 \cdot 2,3}{2 - 0,99} = 4,5 \text{ m/s}$$

Relaţia între coeficientul K_p şi înălţimea stratului de spumă H, la separarea unui praf hidrofil cu dimensiuni medii a particulelor 15—20 μm, se exprimă prin formula empirică :

$$H = K_p - 1,95w + 0,09 = 4,5 - 1,95 \cdot 2,3 + 0,09 = 0,1 \text{ m}$$

Pe de altă parte, pentru un spălător de praf

$$H = 0,806 w^{0,5} h^{0,6}$$

cu h_0 înălţimea stratului iniţial de apă pe grătar, în m.

De aici

$$h_0 = \left(\frac{H}{0,806\, w^{0,5}}\right)^{\frac{1}{0,6}} = \left(\frac{0,1}{0,806 \cdot 2,3^{0,5}}\right)^{\frac{1}{0,6}} = 0,013 \text{ m}$$

Înălţimea stratului iniţial de lichid h_0 este legată de intensitatea curentului la preaplin şi de a pragului h_p prin relaţia empirică :

$$h_0 = \varphi \sqrt[3]{i^2} + \psi h_p$$

în care : φ este un coeficient care caracterizează scurgerea apei din preaplin ; pentru calculele industriale se poate lua cu suficientă exactitate $\varphi = 3$;

ψ — gradul de acces al lichidului la prag, care poate varia în mare măsură în funcţie de condiţiile de formare a spumei ; pentru condiţii apropiate de condiţiile de lucru ale spălătorului de gaz $\psi \approx 0,4$.

Astfel, înălţimea pragului (în mm) se poate calcula cu formula :

$$h_p = 2,5 h_0 - 7,5 \sqrt[3]{i^2}$$

În cazul problemei date : $w = 2,3$ m/s ; $i = 1$ m³/m²·h.

De aici, înălţimea pragului :

$$h_p = 2,5 \cdot 13 - 7,5 \sqrt[3]{1^2} = 25 \text{ mm}$$

Pentru a asigura funcţionarea aparatului la variaţii de regim, se admite o înălţime a pragului de 30 mm.

Înălţimea totală a spălătorului de gaz se compune din înălţimile diferitelor părţi şi anume : partea de deasupra grătarului h_1, partea de sub grătar h_2

şi buncărul h_b. Aceste înălţimi se determină constructiv : h_1 în funcţie de formarea picăturilor şi de dimensiunile separatorului de picături ; h_2 în funcţie de construcţia conductei de alimentare cu gaz ; h_b în funcţie de proprietăţile suspensiei.

3.6. EXEMPLU DE CALCUL AL UNUI FILTRU DE VID CU TAMBUR

Să se calculeze un filtru de vid cu tambur (v. fig. 3-10) cu o capacitate de prelucrare de 2,8 t/24 ore de precipitat uscat de hidroxid de nichel pentru următoarele condiţii :

1) vidul $53{,}5\cdot10^3$ Pa (400 mm Hg) ;

2) rezistenţa specifică medie a precipitatului $r = 43{,}21\cdot10^{10}$ m/kg precipitat uscat ;

3) rezistenţa specifică a pînzei de filtrare $r_p = 11{,}43\cdot10^{10}$ m/m² ;

4) masa de substanţă solidă care se depune pe filtru la 1 m³ filtrat $c = 207{,}5$ kg/m³ ;

5) grosimea stratului de precipitat admisă $\delta = 5$ mm (la precipitatele amorfe ; la cele cristaline grosimea stratului este 15—20 mm) ;

6) volumul precipitatului umed obţinut la trecerea prin filtru a 1 m³ filtrat 0,686 m³/m³ ;

7) densitatea precipitatului umed 1 220 kg/m³ (la umiditatea 75,2%) ; densitatea filtratului 1 110 kg/m³ ;

8) numărul total de celule de filtrare $z = 24$ (prin analogie cu filtrele cu tambur folosite) ;

9) viscozitatea filtratului (la temperatura $t = 50$°C) $\eta = 1{,}51\cdot10^{-3}$ Pa·s ;

10) durata de uscare a precipitatului pe filtru $\tau_u = 1{,}5$ min ;

11) concentraţia suspensiei iniţiale —10,67%.

Rezolvare. Calculul unui filtru de vid cu tambur se reduce la determinarea suprafeţei de filtrare şi la alegerea filtrului din catalog.

Suprafaţa de filtrare S (în m²) se poate determina cu expresia :

$$S = \frac{V_{tot}}{V'}$$

în care : V_{tot} este debitul de filtrat al filtrului, în m³/h ;
V' — debitul de filtrat obţinut pe 1 m² suprafaţă de filtrare, egal cu vn, în m³/m²·h ;
v — debitul de filtrat pe 1 m² şi o rotaţie, în m³/m²·rot ;
n — turaţia filtrului, în rot/h.

Se determină debitul de filtrat al filtrului.

Capacitatea de prelucrare a filtrului în precipitat uscat trebuie să fie 2,8 t/24 ore, respectiv 117 kg/h, sau în precipitat umed (umiditatea 75,2%) $\frac{117\cdot100}{24{,}8} = 472$ kg/h.

Cantitatea de suspensie care intră la filtrare cu concentraţia de 10,67% reprezintă $\frac{117\cdot100}{10{,}67} = 1\,096$ kg/h. Atunci, cantitatea de filtrat care iese este $1\,096 - 472 = 624$ kg/h sau, la densitatea filtratului de 1 110 kg/m³, $\frac{624}{1\,110} = 0{,}56$ m³/h, adică 13,4 m³/24 ore.

Prin urmare :

$$V_{tot} = 0{,}56 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Pentru determinarea lui V' trebuie să se afle debitul filtrului pe 1 m² şi o rotaţie, adică în timpul τ de trecere a zonei de filtrare şi numărul de rotaţii pe oră ale filtrului.

Se ştie că volumul precipitatului umed, care se depune pe filtru la trecerea a 1 m³ filtrat este egal cu 0,686 m³/m³. La grosimea admisă a stratului de precipitat de 5 mm, suprafaţa necesară de filtrare pentru zona de filtrare la 1 m³ filtrat este de $\frac{0{,}686}{0{,}005} = 137{,}5$ m²/m³.

Desigur, prin zona de filtrare de 1 m² trece volumul de filtrat :

$$v = \frac{1}{1{,}375} = 0{,}00728 \text{ m}^3/\text{m}^2.$$

Pentru determinarea numărului de rotaţii ale filtrului trebuie să se cunoasc durata de filtrare τ (durata în care se formează stratul de precipitat cu grosimea de 5 mm). Pentru aceasta se foloseşte ecuaţia fundamentală a filtrării (3-13) :

$$V^2 + 2CV = K\tau$$

în care $V = 7{,}28\cdot10^{-3}$ m³/m².

Constanta K se determină din ecuaţia (3-15) :

$$K = \frac{2\,\Delta p}{\eta c r} = \frac{2\cdot53\,300}{1{,}51\cdot10^{-3}\cdot207{,}5\cdot43{,}21\cdot10^{10}} = 0{,}79\cdot10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

în care : $\Delta p = 53\,300$ Pa $= 400$ mm Hg ;

$\eta = 1{,}51\cdot10^{-3}$ Pa·s ;

$c = 207{,}5$ kg/m³ ; $r = 43{,}21\cdot10^{10}$ m/kg.

Constanta C se determină din ecuaţia (3-19) :

$$C = \frac{r_p}{rc} = \frac{11{,}43\cdot10^{10}}{43{,}21\cdot10^{10}\cdot207{,}5} = 1{,}28\cdot10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^2$$

Atunci :

$$\tau = \frac{7{,}28^2\cdot10^{-6} + 2\cdot7{,}28\cdot10^{-3}\cdot1{,}28\cdot10^{-3}}{0{,}79\cdot10^{-6}} = 91 \text{ s} = 1{,}52 \text{ min}.$$

Pentru determinarea numărului de rotaţii ale tamburului este necesar să se afle viteza unghiulară de rotaţie a filtrului cu formula :

$$\omega = \frac{360 - \varphi'}{\tau - \tau_u}$$

în care : $\tau = 1{,}52$ min este durata filtrării ;
$\tau_u = 1{,}5$ min — durata uscării precipitatului ;
$\varphi' =$ — unghiul cuprins între zona de îndepărtare a precipitatului şi zona moartă (inactivă) ; se admite egal cu 1,23 rad sau 70° (pe baza datelor practice).

Atunci :

$$\omega = \frac{2 - 1{,}23}{3{,}02} = 1{,}67 \text{ rad/min}$$

sau

$$\omega = \frac{360 - 70}{3{,}02} = 96{,}2 \text{ grd/min}$$

Durata totală a ciclului de lucru sau durata unei rotaţii a tobei este :

$$\tau_{rot} = \frac{2\pi}{1{,}67} = \frac{360}{96{,}2} \approx 3{,}8 \text{ min}$$

Numărul de rotaţii pe oră ale filtrului este :

$$n = \frac{60}{3{,}8} = 15{,}8 \text{ rot/h}$$

Durata de uscare, de îndepărtare a precipitatului şi de trecere în zonele moarte este :

$$\tau_u = 3{,}8 - 1{,}52 = 2{,}28 \text{ min.}$$

Numărul de celule care se află în acelaşi timp în zona de uscare, de îndepărtare a precipitatului şi în zonele moarte este :

$$z = \frac{2{,}28 \cdot 24}{3{,}8} \approx 14$$

În zona de filtrare se află 10 celule (24—14).
Suprafaţa necesară a filtrului este :

$$S = \frac{V_{tot}}{vn} = \frac{0{,}56}{0{,}00728 \cdot 15{,}8} = 4{,}86 \text{ m}^2$$

Se alege un filtru de vid cu suprafaţa de filtrare egală cu 5 m².

4. TRANSMITEREA CĂLDURII ÎN APA[illegible] CHIMICĂ

4.1. BAZELE TEORETICE ŞI FORMULE DE CALCUL

4.1.1. Transmiterea căldurii prin conducţie

1. Ecuaţia transmiterii căldurii în regim staţionar, printr-un perete plan, format dintr-un singur strat, prin conductivitate, este :

$$q = \frac{Q}{A} = \frac{t_c - t_r}{r} = \frac{\lambda}{\delta}(t_c - t_r) \qquad (4\text{-}1)$$

în care : q este densitatea fluxului termic (încărcarea termică specifică), W/m² ;
Q — fluxul termic, W ;
A — aria suprafeţei peretelui, m² ;
t_c şi t_r — temperaturile suprafeţelor caldă şi rece ale peretelui, K sau °C ;
$r = \frac{\delta}{\lambda}$ — rezistenţa termică a peretelui, m²·K/W ;
δ — grosimea peretelui, m ;
λ — conductivitatea termică a materialului peretelui, W/(m·K) ;

Ecuaţia transmiterii căldurii în regim staţionar, prin conducţie, printr-un perete plan format din mai multe straturi, este :

$$q = \frac{Q}{A} = \frac{t_c - t_r}{\sum r} = \frac{t_c - t_r}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \ldots} \qquad (4\text{-}2)$$

2. Aria medie logaritmică a suprafeţei cilindrice formate dintr-un singur strat, este :

$$A_{med} = \pi \cdot d_{med} \cdot l = \frac{\pi \cdot (d_2 - d_1) \cdot l}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \qquad (4\text{-}3)$$

în care : d_1 şi d_2 sînt diametrele interior şi exterior ale peretelui cilindric, m.

Ecuaţia transmiterii căldurii în regim staţionar printr-un perete cilindric format dintr-un singur strat, este :

$$Q = \frac{\lambda}{\delta}(t_c - t_r) \cdot A_{med} = \frac{2 \cdot \pi \cdot \lambda \cdot (t_c - t_r) \cdot l}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \qquad (4\text{-}4)$$

în care : l este lungimea peretelui cilindric, m.

Dacă raportul $d_2/d_1 < 2$, în locul formulei (4-3), pentru aria medie a suprafeţei cilindrice, formate dintr-un singur strat, se poate utiliza cu suficientă precizie relaţia :

$$A_{med} = \frac{\pi \cdot (d_1 + d_2) \cdot l}{2} \qquad (4\text{-}5)$$

Ecuaţia transmiterii căldurii în regim staţionar printr-un perete cilindric format din mai multe straturi, este :

$$Q = \frac{2 \cdot \pi \cdot l(t_e - t_r)}{\sum \frac{1}{\lambda} \cdot \ln \frac{d_e}{d_i}} = \frac{2 \cdot \pi \cdot l \cdot (t_e - t_r)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \ldots} \qquad (4\text{-}6)$$

în care : d_i şi d_e sînt diametrele interior şi exterior ale fiecărui strat cilindric, în m.

3. În lipsa datelor experimentale, conductivităţile termice ale lichidelor λ, [W/(m·k)], la temperatura de circa 30°C pot fi calculate cu formula :

$$\lambda_{30} = A \cdot c \cdot \rho \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}} \qquad (4\text{-}7)$$

în care : c este căldura specifică a lichidului, J/(kg·K) ;
ρ — densitatea lichidului, kg/m³ ;
M — masa molară a lichidului, kg/kmol ;
A — coeficient care depinde de gradul de asociere a lichidului.

Pentru lichide asociate (de exemplu apa) $A = 3{,}58 \cdot 10^{-8}$; pentru lichide neasociate (de exemplu benzen) $A = 4{,}22 \cdot 10^{-8}$.

Coeficientul de conductivitate termică a lichidului la temperatura t, se determină cu formula :

$$\lambda_t = \lambda_{30} \cdot [1 - \varepsilon(t - 30)] \qquad (4\text{-}8)$$

în care : ε este coeficient de temperatură.

Valorile coeficientului de temperatură $\varepsilon \cdot 10^3$, grd^{-1} :

acetat de etil	2,1	alcool metilic	1,2	clorbenzen	1,5
acetonă	2,2	alcool propilic	1,4	cloroform	1,8
acid acetic	1,2	anilină	1,4	hexan	2,0
alcool etilic	1,4	benzen	1,8	nitrobenzen	1,0

Conductivitatea termică a soluţiilor apoase la temperatura t se determină cu formula :

$$\lambda_{st} = \lambda_{s30} \frac{\lambda_{at}}{\lambda_{a30}} \qquad (4\text{-}9)$$

în care : λ_s şi λ_a sînt conductivitatea termică a soluţiei şi a apei, W/(m·K).

4. Coeficientul de conductivitate termică a gazelor [W/(m·K)] la presiuni mici, poate fi calculat cu formula :

$$\lambda = B \cdot c_v \cdot \eta \qquad (4\text{-}10)$$

în care : c_v este căldura specifică a gazului la volum constant, J/(kg·K) ;
η — viscozitatea dinamică a gazului, Pa·s ;

$$B = \frac{9 \cdot k - 5}{4} \text{ — coeficient ;}$$

$$k = \frac{c_p}{c_v} \text{ — indicele adiabatic.}$$

Deoarece pentru gazele cu un anumit număr de atomi raportul c_p/c_v este o mărime aproximativ constantă, rezultă că B are următoarele valori : pentru gazele monoatomice $B = 2{,}5$; pentru gazele biatomice $B = 1{,}9$; pentru gazele triatomice $B = 1{,}72$.

Pentru amestecuri de gaze, valoarea exactă a coeficientului de conductivitate termică se determină numai pe cale experimentală deoarece legea aditivităţii nu se poate aplica. Un calcul aproximativ al valorii lui λ pentru amestecuri de gaze este dat în exemplul 4-6.

4.1.2. Transmiterea căldurii prin convecţie

5. În tabelul 4-1 este dată enumerarea cazurilor de bază ale transmiterii căldurii prin convecţie şi ecuaţiile de calcul corespunzătoare.

Tabelul 4-1

Tipul transmiterii căldurii	Numărul ecuaţiei
A. Transmiterea căldurii prin convecţie fără schimbarea stării de agregare	
I. Curgere forţată :	
1. Curgere în ţevi şi canale :	
a) curgere turbulentă deplin dezvoltată	(4—17)—(4—22)
b) curgere în regim intermediar	(4—23)
c) curgere laminară	(4—24), (4—25)
2. Curgere transversală peste un fascicul de ţevi :	
a) netede	(4—26)—(4—29)
b) cu nervuri sau aripioare transversale	(4—30), (4—31)
3. Curgere de-a lungul unui perete plan :	(4—32)—(4—34)
4. Curgere peliculară pe o suprafaţă verticală	(4—35)—(4—38)
5. Amestecarea lichidelor cu agitatoare	(4-39)
II. Curgere liberă (naturală)	(4—40)—(4—42)
B. Transmiterea căldurii prin convecţie cu schimbarea stării de agregare	
1. Condensarea peliculară a vaporilor	(4-43)—(4-50)
2. Fierberea lichidelor	(4-51)—(4-55)
C. Transmiterea căldurii prin radiaţia termică a corpurilor solide	(4—56)—(4—61)

6. Criteriile de similitudine principale, care intră în formulele transmiterii căldurii prin convecție.

Criteriul Nusselt:

$$\mathrm{Nu} = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda} \qquad (4\text{-}11)$$

caracterizează intensitatea transferului termic la limita fluid-perete.

Criteriul Prandtl:

$$\mathrm{Pr} = \frac{c_p \cdot \eta}{\lambda} = \frac{\nu}{a} \qquad (4\text{-}12)$$

caracterizează raportul între inerția de mișcare datorită frecării între particulele de fluid și inerția termică a agentului termic.

Criteriul Reynolds:

$$\mathrm{Re}^2 = \frac{w \cdot l \cdot \rho}{\eta} = \frac{w \cdot l}{\nu} \qquad (4\text{-}13)$$

caracterizează raportul dintre forțele de inerție și de frecare din fluid.

Criteriul Galilei:

$$\mathrm{Ga} = \frac{\mathrm{Re}^2}{\mathrm{Fr}} = \frac{g \cdot l^3 \cdot \rho^2}{\eta^2} = \frac{l^3 \cdot g}{\nu^2} \qquad (4\text{-}14)$$

caracterizează raportul dintre forțele de gravitație și de inerție din fluid.

Criteriul Grashof:

$$\mathrm{Gr} = \mathrm{Ga} \cdot \beta \cdot \Delta t = \frac{g \cdot l^3}{\nu^2} \cdot \beta \cdot \Delta t \qquad (4\text{-}15)$$

caracterizează raportul dintre forța de inerție și forța ascensională, cauzată de diferența de densitate în diferite puncte ale fluidului, în curgerea neizotermă.

Mărimile care intră în exprimările criteriilor de similitudine și unitățile lor de măsură sînt enumerate în tabelul 4-2.

Tabelul 4-2

Mărimea	Unități de măsură
α — coeficientul parțial de transfer de căldură prin convecție	$W/(m^2 \cdot K)$
β — coeficientul de dilatare volumică	K^{-1}
ρ — densitatea	kg/m^3
λ — coeficientul de conductivitate termică	$W/(m \cdot K)$
Δt — diferența de temperatură între perete și fluid (sau invers)	K
η — viscozitatea dinamică	$Pa \cdot s$ sau $N \cdot s/m^2$
ν — viscozitatea cinematică	m^2/s
$a = \frac{\lambda}{c_p \cdot \rho}$ — difuzivitate termică	m^2/s
c_p — căldura specifică (la presiune constantă)	$J/(kg \cdot K)$
g — accelerația gravitațională	m/s^2
l — dimensiunea geometrică determinantă (pentru fiecare caz de transfer de căldură se stabilește care este dimensiunea geometrică determinată)	m
w — viteza medie a fluidului	m/s
r — căldura latentă la schimbarea stării de agregare (vaporizare-condensare)	J/kg

$\beta \Delta t = \frac{v_2 - v_1}{v_1} = \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2}$

Constantele fizico-chimice ale lichidului (gazului), incluse în formulele criteriale ale transferului căldurii prin convecție se iau din tabele la așa-numita temperatură determinantă, care care se indică pentru fiecare caz de schimb de căldură.

7. În multe ecuații criteriale ale transmiterii căldurii prin convecție intră factorul $(\mathrm{Pr}/\mathrm{Pr}_p)^{0,25}$, care ia în considerare direcția fluxului termic și care are valoarea aproximativ egală cu unitatea atunci cînd temperaturile fluidului și peretelui nu diferă mult. Pentru calculul criteriului Pr_p valorile constantelor fizico-chimice ale fluidului trebuie luate la temperatura peretelui.

Valorile aproximative ale criteriului Pr pentru lichide aflate sub formă de peliculă pot fi determinate din nomogramă (fig. XIII). Pentru apă valorile criteriului Pr sînt date în tabelul XXIX.

La lichidele peliculare, cu creșterea temperaturii mărimea criteriului Pr scade (vezi fig. XIII). Ca urmare, pentru lichidele peliculare la încălzire $\frac{\mathrm{Pr}}{\mathrm{Pr}_p} > 1$, iar la răcire $\frac{\mathrm{Pr}}{\mathrm{Pr}_p} < 1$. Pe această bază, la proiectarea schimbătoarelor de căldură, în calculul coeficienților parțiali de transfer de căldură prin convecție, pentru lichidele care se încălzesc se poate lua $\left(\frac{\mathrm{Pr}}{\mathrm{Pr}_p}\right)^{0,25} = 1$, acceptînd în mod deliberat o mică eroare în sensul scăderii valorii coeficientului de transfer de căldură, adică se asigură o rezervă. Pentru lichide care se răcesc cînd $\mathrm{Pr}/\mathrm{Pr}_p \geqslant 0,5$, se poate lua cu suficientă precizie valoarea medie $\left(\frac{\mathrm{Pr}}{\mathrm{Pr}_p}\right)^{0,25} = 0,93$.

Pentru gaze $\frac{\mathrm{Pr}}{\mathrm{Pr}_p} = 1$ atît la încălzire cît și la răcire, deoarece la gaze, în funcție de numărul de atomi, criteriul Pr este o mărime aproape constantă, independentă de temperatură și presiune (în limitele presiunilor normale).

Valorile aproximative ale criteriului Pr pentru gaze, recomandate a se folosi în calcule sînt:

- gaze monoatomice 0,67
- gaze biatomice 0,72
- gaze triatomice 0,8
- gaze tetraatomice și poliatomice 1,0

Transmiterea căldurii prin convecție la curgerea turbulentă deplin dezvoltată în conducte drepte și canale (Re > 10 000).

Formula de calcul este:

$$\mathrm{Nu} = 0{,}021 \varepsilon_l \mathrm{Re}^{0,8} \mathrm{Pr}^{0,43} \left(\frac{\mathrm{Pr}}{\mathrm{Pr}_p}\right)^{0,25} \qquad (4\text{-}17)$$

După ecuația (4-17) s-a construit nomograma din figura XII, recomandată pentru calcule.

Exprimările pentru criteriile Nu, Re, Pr sînt date de ecuațiile (4-11) și următoarele și de asemeni în tabelul 4-2.

Temperatura determinantă este temperatura medie a lichidului sau gazului; mărimea geometrică caracteristică l este diametrul echivalent d_e:

$$d_e = 4\frac{A}{P} \qquad (4\text{-}18)$$

în care: A este aria secţiunii transversale a curentului;
P — perimetrul întreg al secţiunii curentului independent de partea din perimetrul care ia parte la schimbul de căldură.

Pentru conductele cu secţiune circulară $d_e = d$.

Valorile coeficientului de corecţie ε_l, care arată influenţa raportului dintre lungimea conductei L şi diametrul acesteia d asupra coeficientului parţial de transmitere a căldurii, sînt date în tabelul 4-3.

Tabelul 4-3

Valoarea criteriului Re	Raportul L/d				
	10	20	30	40	50 şi peste
$1\cdot10^4$	1,23	1,13	1,07	1,03	1
$2\cdot10^4$	1,18	1,10	1,05	1,02	1
$5\cdot10^4$	1,13	1,08	1,04	1,02	1
$1\cdot10^5$	1,10	1,06	1,03	1,02	1
$1\cdot10^6$	1,05	1,03	1,02	1,01	1

Pentru serpentine, valoarea lui α obţinută cu formula (4-17) se multiplică cu coeficientul x care ţine seama de curbura serpentinei:

$$\alpha_s = x\cdot\alpha \qquad (4\text{-}19)$$

$$x = 1 + 3{,}54\frac{d}{D} \qquad (4\text{-}20)$$

în care: d este diametrul interior al conductei;
D — diametrul spirei serpentinei.

Pentru gaze formula de calcul se simplifică, deoarece la gaze $\frac{Pr}{Pr_p} = 1$ sau Pr depinde numai de numărul de atomi din molecula gazului. Pentru gaze ecuaţia (4-17) are forma:

$$Nu = C\cdot\varepsilon_l\cdot Re^{0,8} \qquad (4\text{-}21)$$

De exemplu pentru aer:

$$Nu = 0{,}018\cdot\varepsilon_l\cdot Re^{0,8} \qquad (4\text{-}22)$$

9. Transmiterea căldurii prin convecţie în regim intermediar (2 300 < < Re < 10 000).

Datorită lipsei de formule exacte, pentru acest domeniu, în calcule se recomandă utilizarea graficului din figura 4-1, sau ecuaţii aproximative. Pentru valori ale criteriului Re apropiate de 10 000 se recomandă relaţia:

$$Nu = 0{,}008\cdot Re^{0,9}\cdot Pr^{0,43} \qquad (4\text{-}23)$$

Temperatura determinantă este temperatura medie a lichidului; mărimea geometrică caracteristică este diametrul echivalent [relaţia 4-18)].

10. Transmiterea căldurii prin convecţie în regim laminar prin conducte drepte şi canale (Re < 2 300).

a. În absenţa unei influenţe însemnate a convecţiei libere, cînd $Gr \ll 4\cdot Re\cdot Nu$, formula de calcul pentru

$Re > 10$ şi $\frac{L}{d} > 10$ are forma [4-1]:

$$Nu = 1{,}4\left(Re\cdot\frac{d}{L}\right)^{0,4}\cdot Pr^{0,33}\cdot\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad (4\text{-}24)$$

în care: L este lungimea conductei, m.

Temperatura determinantă este temperatura medie a lichidului; mărimea geometrică caracteristică este diametrul conductei sau lăţimea canalului. Formula (4-24) se foloseşte pentru $Re\cdot\frac{d}{L}\cdot Pr^{5/6} < 15$. Dacă $Re\cdot\frac{d}{L}\cdot Pr^{5/6} > 15$ se recomandă utilizarea ecuaţiei aproximative:

$$Nu = 4\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad (4\text{-}25)$$

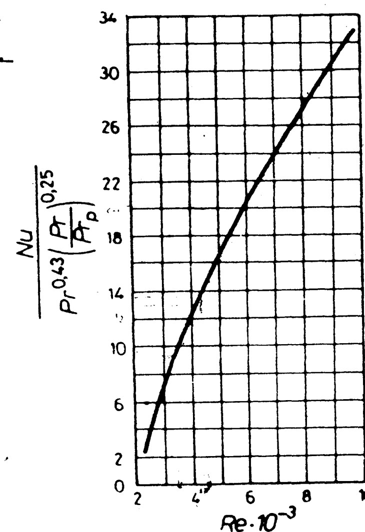


Fig. 4-1. Variaţia raportului $\frac{Nu}{Pr^{0,43}\cdot\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}}$ în funcţie de criteriul Re în regim intermediar.

b. Dacă $Gr > 4\cdot Re\cdot Nu$, influenţa convecţiei libere este însemnată (criteriul Nu se calculează cu formula (4-24), iar criteriul Gr cu formula (4-15) pentru $l = d$). În acest caz se recomandă determinarea valorii criteriului Nu din graficul prezentat în figura 4-2 construit pe baza datelor experimentale [3-10] pentru regim vîsco-gravitaţional (caracterizat prin $Gr\cdot Pr > 5\cdot10^5$), pentru valori ale produsului $Gr\cdot Pr = (8 \div 25)\cdot10^5$. În toate criteriile graficului din figura 4-2 constantele fizico-chimice sînt considerate la temperatura stratului limită, egală cu $0{,}5(t_l + t_p)$. Calculul este facilitat de faptul că produsul $Re\cdot Pr\cdot\frac{d}{L} = \frac{w\cdot d^2}{a\cdot L}$ (a fiind difuzitatea termică) este practic constant în intervale mici de variaţie a temperaturii (vezi exemplul 4-II).

Linia AA din figura 4-2 este construită după ecuaţia $Nu = 1{,}4\left(Re\cdot Pr\cdot\frac{d}{L}\right)^{0,4}$ asemănătoare ecuaţiei (4-24) la $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right) = 1$.

11. Transmiterea căldurii prin convecţie la curgerea transversală peste un fascicul de ţevi netede.

a. Re < 1 000. Pentru fasciculul de ţevi nedecalate şi decalate

$$Nu = 0{,}56\cdot Re^{0,5}\cdot Pr^{0,36}\cdot\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}\cdot\varepsilon_\varphi \qquad (4\text{-}26)$$

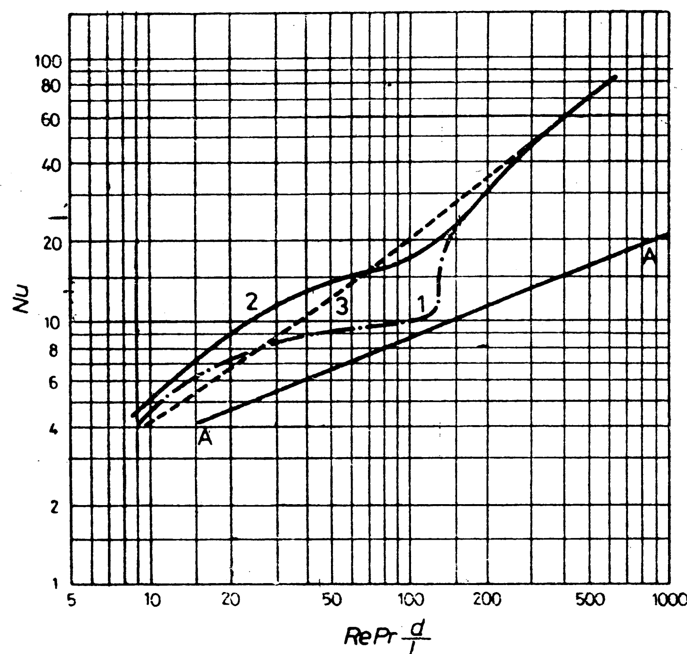


Fig. 4-2. Transmiterea căldurii prin convecție în regim laminar: **1 — conducte verticale (sensul mișcării libere și forțate a lichidului coincide); 2 — conducte orizontale; 3 — conducte verticale (sensul mișcării forțate este invers sensului mișcării libere); *AA* — în absența convecției libere.**

b. Re > 1 000. Pentru fascicul de țevi nedecalate:

$$Nu = 0{,}22 \cdot Re^{0,65} \cdot Pr^{0,36} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \cdot \varepsilon_{\varphi} \qquad (4\text{-}27)$$

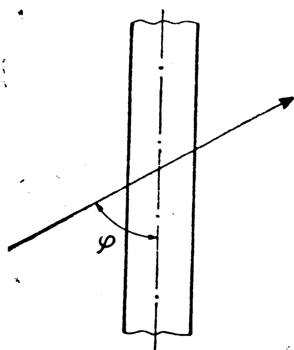


Fig. 4-3. Unghiul de atac.

Pentru fascicul de țevi decalate:

$$Nu = 0{,}4 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,36} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \cdot \varepsilon_{\varphi} \qquad (4\text{-}28)$$

Temperatura determinantă este temperatura medie a lichidului; mărimea geometrică caracteristică este diametrul exterior al țevii.

Pentru determinarea vitezei vezi pagina 29 și exemplul 4-II.

Coeficientul ε_{φ} este funcție de unghiul de atac (fig. 4-3). Valorile lui sînt date în tabelul 4-4.

Formulele (4-26) — (4-28) dau valoarea coeficienților parțiali de transfer de căldură prin convecție pentru al treilea rînd de țevi din fascicul

Tabelul 4-4

φ	90	80	70	60	50	40	30	20	10
ε_{φ}	1	1	0,98	0,94	0,88	0,78	0,67	0,52	0,42

și următoarele. Pentru un număr suficient de mare de rînduri, aceste valori pot fi socotite aproximativ valori medii pentru întregul fascicul.

Pentru gaze formulele se simplifică deoarece $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right) = 1$ iar Pr depinde numai de numărul de atomi din molecula gazului. Pentru aer la Re > 1 000 și dispunere decalată a țevilor:

$$Nu = 0{,}356 \cdot Re^{0,6} \cdot \varepsilon_{\varphi} \qquad (4\text{-}29)$$

Referitor la schimbătorul de căldură multitubular cu șicane transversale (fig. 4-4) în formulele (4-26) — (4-29) se ia coeficientul $\varepsilon_{\varphi} = 0{,}6$, considerînd că agentul termic care circulă prin spațiul intertubular se mișcă perpendicular pe țevi numai pe o parte din drumul parcurs, în rest unghiul de

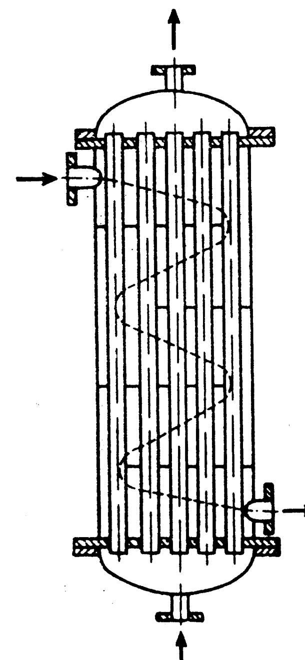


Fig. 4-4. Schimbător de căldură multitubular cu șicane transversale.

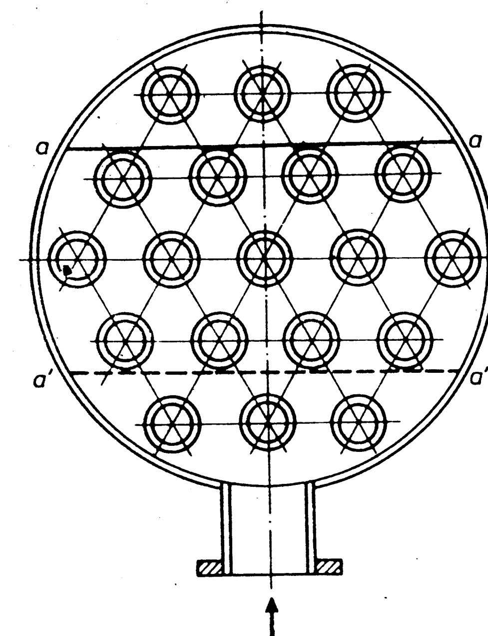


Fig. 4-5. Dispunerea racordului de intrare și a șicanelor.

atac fiind mai mic de 90°; în afară de aceasta el poate trece prin spațiul dintre șicane și manta sau țevi.

La dispunerea țevilor pe hexagoane (vezi fig. 11) pentru ca așezarea lor să fie decalată față de direcția și sensul de circulație a agentului termic, racordul pentru intrarea agentului termic în spațiul intertubular trebuie amplasat față de șicane așa cum se prezintă în figura 4-5.

12. Transmiterea căldurii prin convecție la curgerea fluidului peste un fascicul de țevi cu aripioare transversale.

Formula de calcul are forma* :

$$Nu = C\left(\frac{d}{t}\right)^{-0,54}\left(\frac{h}{t}\right)^{-0,14}\cdot Re^{n}\cdot Pr^{0,4} \qquad (4\text{-}30)$$

În această formulă (fig. 4-6):
d este diametrul exterior al țevii, m;
t — pasul aripioarelor, m;
$h = \frac{D-d}{2}$ — înălțimea aripioarei, m.

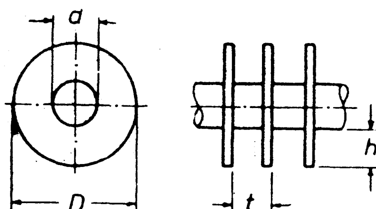
Pentru fascicule nedecalate: $C = 0,116$; $n = 0,72$; pentru fascicule decalate: $C = 0,25$; $n = 0,65$.

Temperatura determinantă este temperatura medie a lichidului; mărimea geometrică caracteristică pasul t al aripioarelor.

Formula (4-30) este utilizată pentru valori ale lui Re = 3 000 — 25 000 și pentru $3 < \frac{d}{t} < 4,8$.

După calcularea din ecuația (4-30) a coeficientului parțial de transfer de căldură prin convecție, din graficul din figura 4-7 se determină valoarea coeficientului redus de transfer de căldură prin convecție α_r, care se folosește și în formula de calcul a coeficientului total de transfer de căldură (raportat la suprafața exterioară totală A_{ext}):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_r} + \frac{1}{\alpha_2}\cdot\frac{A_{ext}}{A_{int}} + \Sigma r} \qquad (4\text{-}31)$$



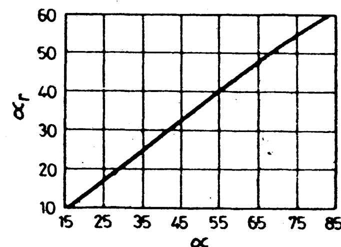


Fig. 4-6. Țeavă cu aripioarele transversale.

Fig. 4-7. Dependența lui α_r de α.

* Karasina E. S.: Izv. VTI, 1952, nr. 12, p. 12.

în care: A_{ext} este aria suprafeței exterioare totale a țevii cu aripioare raportată la unitatea de lungime (inclusiv ambele suprafețe ale aripioarei), $m^2/m\cdot l$;
A_{int} — aria suprafeței interioare a țevii pe unitatea de lungime, $m^2/m\cdot l$;
α_2 — coeficientul parțial de transfer de căldură a fluidului care circulă prin țeavă, $W/(m^2\cdot K)$;
Σr — suma rezistențelor termice ale peretelui și depunerilor.

13. Transmiterea căldurii prin convecție la curgerea fluidului de-a lungul unei suprafețe plane.

Formule de calcul:

a) $Re < 5\cdot 10^5$

$$Nu = 0,66\cdot Re^{0,5}\cdot Pr^{0,33}\cdot\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad (4\text{-}32)$$

b) $Re > 5\cdot 10^5$

$$Nu = 0,037\cdot Re^{0,8}\cdot Pr^{0,43}\cdot\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad (4\text{-}33)$$

Temperatura determinantă este temperatura medie a lichidului; mărimea geometrică caracteristică este lungimea suprafeței pe direcția mișcării curentului.

Pentru calculele cu formula (4-33) se poate folosi nomograma din figura XII înmulțind valoarea obținută pentru criteriul Nu cu factorul $\frac{0,037}{0,021} = 1,76$.

Pentru gaze formulele se simplifică. Pentru aer ec. (4-33) conduce la forma:

$$Nu = 0,032\cdot Re^{0,8} \qquad (4\text{-}34)$$

14. Transmiterea căldurii prin convecție la curgerea peliculară a lichidului pe o suprafață verticală.

a) la curgerea turbulentă a peliculei (Re > 2 000):

$$Nu = 0,01\cdot(Ga\cdot Pr\cdot Re)^{1/3} \qquad (4\text{-}35)$$

b) la curgerea laminară a peliculei (Re < 2 000):

$$Nu = 0,67\cdot(Ga^2\cdot Pr^3\cdot Re)^{1/9} \qquad (4\text{-}36)$$

Temperatura determinantă este temperatura medie a stratului limită (peliculei) egală cu $t_{pel} = \frac{t_p + t_{m\cdot l}}{2}$.

Temperatura medie a lichidului $t_{m.l}$ se determină ca medie aritmetică a temperaturilor inițială, t_i, și finală t_f, a lichidului.

Mărimile determinante în criteriile de similitudine Nu, Ga și Re sînt:

$$Nu = \frac{\alpha\cdot H}{\lambda};\quad Ga = \frac{H^3\cdot\rho^2\cdot g}{\eta^2};\quad Re = \frac{w\cdot d_{ec}\cdot\rho}{\eta}$$

în care : H este înălţimea suprafeţei, m ;

d_{ee} — diametrul echivalent al peliculei, m ; $d_{ee} = \frac{4A}{P}$

A — aria secţiunii transversale a peliculei, m² ;

P — perimetrul udat de peliculă, m.

Pentru cazul scurgerii peliculei de lichid pe suprafaţa interioară a unei ţevi verticale (schimbătoarele de căldură peliculare) rezultă :

$$A = \pi\cdot(d - b)\cdot b$$

$$P = \pi\cdot d$$

$$d_{e} = 4\frac{A}{P} = 4\frac{(d-b)\cdot b}{d}$$

în care : d este diametrul interior al ţevii, m ;

b — grosimea peliculei, m.

Dacă într-un schimbător de căldură pelicular format din n ţevi curg prin ţevi M kg lichid pe secundă, din ecuaţia debitului obţinem :

$$w\cdot\rho = \frac{M}{A\cdot n} = \frac{M}{\pi\cdot(d-b)\cdot b\cdot n}$$

prin urmare

$$\mathrm{Re} = \frac{w\cdot d_{ee}\cdot\rho}{\eta} = \frac{4M}{\pi\cdot d\cdot n\cdot\eta} \quad (4\text{-}37)$$

La Re ⩽ 1 500, grosimea peliculei b se determină din ecuaţia teoretică

$$b = \sqrt[3]{\frac{3\cdot M\cdot\eta}{P\cdot\rho^2\cdot g}} \quad (4\text{-}38)$$

15. Transmiterea căldurii prin convecţie la amestecarea lichidelor cu agitatoare (vezi şi indicaţiile bibliografice [3-19] ; [3-20].

Coeficientul parţial de transfer a căldurii prin convecţie în aparate cu serpentine, manta şi agitator poate fi calculat cu relaţia :

$$\mathrm{Nu} = C\cdot\mathrm{Re}^m\cdot\mathrm{Pr}^{0,33}\left(\frac{\eta}{\eta_p}\right)^{0,14}\cdot\Gamma^{-1} \quad (4\text{-}39)$$

în care :

$$\mathrm{Nu} = \frac{\alpha\cdot d_a}{\lambda};\ \mathrm{Re} = \frac{\rho\cdot n\cdot d_a^2}{\eta};\ \Gamma = \frac{D}{d_a}$$

D este diametrul vasului, m ;

n — turaţia agitatorului, rot/s ;

d_a — diametrul paletei agitatorului, m ;

η_p — viscozitatea dinamică a lichidului la temperatura peretelui mantalei sau serpentinei, Pa·s ;

η — viscozitatea dinamică a lichidului la temperatura medie $\frac{t_{m\cdot l} + t_p}{2}$, Pa·s.

Valorile celorlalte constante fizice trebuie luate la temperatura medie a lichidului din vas, $t_{m.l}$.

Pentru aparate cu manta : $C = 0,38$, $m = 0,67$; pentru aparate cu serpentină : $C = 0,87$, $m = 0,62$.

Formula (4-39) dă rezultate satisfăcătoare pentru agitatoare turbină, cu elice şi cu ancoră cu : $\Gamma = \frac{D}{d_a} = 2,5 \div 4$ în aparate cu diametrul pînă la 1,5 m.

16. Transmiterea căldurii prin convecţie la curgerea liberă (convecţie naturală).

Ecuaţii de calcul :

A. Transmiterea căldurii prin convecţie pentru ţevi orizontale la $10^3 < \mathrm{Gr}\cdot\mathrm{Pr} < 10^9$:

$$\mathrm{Nu} = 0,5\cdot(\mathrm{Gr}\cdot\mathrm{Pr})^{0,25}\cdot\left(\frac{\mathrm{Pr}}{\mathrm{Pr}_p}\right)^{0,25} \quad (4\text{-}40)$$

B. Pentru suprafeţe verticale plane sau cilindrice :

a. la $10^3 < \mathrm{Gr}\cdot\mathrm{Pr} < 10^9$

$$\mathrm{Nu} = 0,76\cdot(\mathrm{Gr}\cdot\mathrm{Pr})^{0,25}\cdot\left(\frac{\mathrm{Pr}}{\mathrm{Pr}_p}\right)^{0,25} \quad (4\text{-}41)$$

b. la $\mathrm{Gr}\cdot\mathrm{Pr} > 10^9$:

$$\mathrm{Nu} = 0,15\cdot(\mathrm{Gr}\cdot\mathrm{Pr})^{0,33}\cdot\left(\frac{\mathrm{Pr}}{\mathrm{Pr}_p}\right)^{0,25} \quad (4\text{-}42)$$

Temperatura determinantă este temperatura mediului care înconjoară ţeava ; mărimea geometrică caracteristică : pentru ţevile orizontale diametrul, pentru suprafeţele verticale înălţimea.

17. Transmiterea căldurii prin convecţie la condensarea peliculară a vaporilor saturanţi :

a) condensarea vaporilor pe o suprafaţă plană sau cilindrică verticală cu înălţimea H, în m, la curgerea laminară a peliculei de condensat.

Formula teoretică a lui Nusselt cu corecţia pentru formarea de unde în peliculă (la $\rho_l \gg \rho_v$) :

$$\alpha = 1,15\sqrt[4]{\frac{\lambda^3\cdot\rho^2 r\cdot g}{\eta\cdot\Delta t\cdot H}} \quad (4\text{-}43)$$

unde $\Delta t = t_{cond} - t_p$.

Pentru celelalte semnificaţii v. tab. 4-2. Valorile constantelor fizico-chimice ale lichidului (condensatului) λ, ρ, η din ecuaţia (4-43) sînt considerate la temperatura medie a peliculei de condensat $t_{pel} = \frac{t_{cond} + t_p}{2}$, iar valoarea r — la temperatura de condensare, t_{cond}. Cînd diferenţa $(t_{cond} - t_p)$ nu depăşeşte 30—40 K, se pot lua, cu suficientă precizie pentru calculele tehnice, valorile constantelor la temperatura de condensare — v. ex. 4-III ;

b) condensarea pe suprafaţa exterioară a unei singure ţevi orizontale cu diametrul d,m.

Formula de calcul este :

$$\alpha = 0{,}72\sqrt[4]{\frac{\lambda^3\cdot\rho^2\cdot r\cdot g}{\eta\cdot\Delta t\cdot d}} \qquad (4\text{-}44)$$

Mărimile din formulă sînt aceleaşi ca şi în relaţia (4-43).

Calculul exact al coeficienţilor parţiali de transfer de căldură prin convecţie la condensarea vaporilor pe ţevi verticale şi orizontale este dat în [4-1]. Pentru calcule tehnice în cazurile cînd al doilea coeficient parţial de transfer de căldură prin convecţie este semnificativ mai mic, pentru vaporii care condensează se poate lua valoarea aproximativă $\alpha = 10\,000 \div 12\,000$ W/(m²·K) ;

c) condensarea vaporilor pe suprafaţa exterioară a unui fascicul de ţevi orizontale.

În fasciculul de ţevi orizontale, pe ţevile inferioare stratul de condensat creşte pe măsura acumulării condensatului ce se scurge de pe ţevile superioare. Aceasta conduce la scăderea coeficienţilor parţiali de transmitere a căldurii pentru rîndurile inferioare de ţevi.

Coeficientul parţial mediu de transmitere a căldurii poate fi calculat cu relaţia :

$$\alpha_{med} = \varepsilon\cdot\alpha \qquad (4\text{-}45)$$

în care : α este coeficientul parţial de transmitere a căldurii prin convecţie pentru o singură ţeavă orizontală, calculat cu ecuaţia (4-44) ;
ε — coeficientul mediu pentru întregul fascicul, dependent de dispoziţia ţevilor în fascicul şi de numărul de ţevi n, în fiecare rînd vertical ; valorile pentru ε se iau din graficul din figura (4-8).

Numărul mediu de ţevi în rîndul vertical, n_v, se poate determina aproximativ cu ecuaţia :

$$n_v = \frac{n_t}{2(n_d - 1)} \qquad (4\text{-}45,\ a)$$

în care : n_t este numărul total de ţevi în schimbătorul de căldură, ;
n_d — numărul de ţevi pe diagonala hexagonului (vezi tab. XXXV).

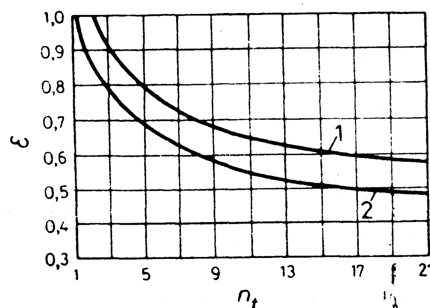


Fig. 4-8. Dependenţa coeficientului ε de numărul de ţevi n în rînd vertical :
1 — dispunere decalată; 2 — dispunere nedecalată

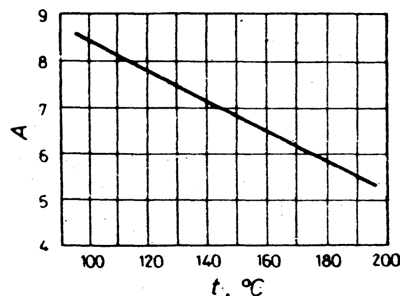


Fig. 4-9. Valorile coeficientului A.

d) relaţiile (4-43) şi (4-44) pot fi prezentate şi sub alte forme, adesea mai utile pentru calculele tehnice. Înlocuind în ecuaţie valoarea $\Delta t = q/\alpha$ (în care q — densitatea fluxului termic, W/m²) obţinem :

— pentru suprafeţele verticale :

$$\alpha = 1{,}21\cdot\lambda\cdot\left(\frac{\rho^2\cdot r\cdot g}{\eta\cdot H}\right)^{1/3}\cdot q^{-\frac{1}{3}} \qquad (4\text{-}43,\ a)$$

— pentru o singură ţeavă orizontală :

$$\alpha = 0{,}645\cdot\lambda\cdot\left(\frac{\rho^2\cdot r\cdot g}{\eta\cdot d}\right)^{1/3}\cdot q^{-\frac{1}{3}} \qquad (4\text{-}44,\ a)$$

Se poate obţine şi relaţia dintre coeficientul parţial de transmitere a căldurii prin convecţie şi debitul de vapori care condensează.

Din ecuaţiile :

$$r\cdot M = \alpha\cdot A\cdot\Delta t \qquad (4\text{-}46)$$

$$A = \pi\cdot d\cdot n\cdot L \qquad (4\text{-}47)$$

în care : r este căldura latentă de condensare a vaporilor, J/kg ;
M — debitul masic de vapori, kg/s ;
A — aria suprafeţei condensatorului multitubular compus din n ţevi cu diametrul exterior, d, m² ;
L — lungimea unei ţevi (pentru ţevi verticale înălţimea H), m

găsim :

$$H\cdot\Delta t = \frac{r\cdot M}{\alpha\cdot\pi\cdot d\cdot n}; \quad d\cdot\Delta t = \frac{r\cdot M}{\alpha\cdot\pi\cdot n\cdot L}.$$

Făcînd legătura cu ecuaţiile (4-43) şi (4-44) obţinem :

— pentru ţevi verticale :

$$\alpha = 3{,}78\cdot\lambda\cdot\sqrt[3]{\frac{\rho^2\cdot d\cdot n}{\eta\cdot M}} \qquad (4\text{-}48)$$

— pentru fascicul de ţevi orizontale :

$$\alpha_m = 2{,}02\cdot\varepsilon\cdot\lambda\cdot\sqrt[3]{\frac{\rho^2\cdot n\cdot L}{\eta\cdot M}} \qquad (4\text{-}49)$$

(pentru ε vezi ecuaţia (4-45)).

e) condensarea în interiorul ţevilor orizontale şi serpentinelor.

Ecuaţia criterială generală [5-2] pentru cazul condensărilor vaporilor de apă conduce la forma :

$$\alpha = 1{,}36\cdot A\cdot q^{0,5}\cdot L^{0,35}\cdot d^{-0,25} \qquad (4\text{-}50)$$

în care : A este coeficient, care înglobează constantele fizico-chimice ale apei și vaporilor de apă (valoarea sa în funcție de temperatura de condensare este prezentată în figura 4-9) ;
q — densitatea fluxului termic, W/m^2 ;
L — lungimea țevii, m ;
d — diametrul interior al țevii, m.

La condensarea vaporilor în serpentine, lungimea serpentinei nu trebuie să fie foarte mare, deoarece la capătul inferior al serpentinelor lungi se adună condensat care înrăutățește transmiterea căldurii ; în afară de aceasta scade presiunea aburului, ceea ce conduce la scăderea diferenței utile de temperatură.

Din date practice, în serpentinele cu abur viteză inițială a vaporilor în serpentină nu trebuie să depășească 30 m/s. La o diferență medie de temperatură $\Delta t_m = 30 \div 40$ K raportul maxim limită al lungimii serpentinei la diametrul țevii L/d în funcție de presiunea vaporilor p se prezintă astfel :

p_{abs} :				
kPa	490,5	294,3	147,1	78,5
at	5	3	1,5	0,8
$\left(\frac{L}{d}\right)_{max}$	275	225	175	125

Pentru alte valori ale lui Δt_m pentru serpentinele cu abur, valorile date pentru $\frac{L}{d}$ trebuie multiplicate cu coeficientul $6/\sqrt{\Delta t_m}$.

f) condensarea vaporilor care conține gaze necondensabile (aer).

Dacă aburul conține aer sau alte gaze necondensabile, transmiterea căldurii prin convecție la condensare se înrăutățește puternic. În figura 4-10 sînt prezentate datele obținute experimental ale valorilor raportului $\varepsilon_g = \frac{\alpha_v}{\alpha}$ care este funcție de concentrația de masă a aerului în vapori $\bar{Y}$. Aici :

α este coeficient parțial de transmitere a căldurii prin convecție la condensarea vaporilor puri de apă, calculat cu ecuațiile (4-43) — (4-50) ;
α_v — idem pentru vapori de apă care conțin aer ;
$\bar{Y}$ — concentrația relativă a aerului în vapori, kg aer/kg vapori.

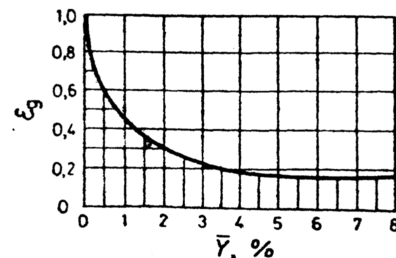


Fig. 4-10. Dependența dintre coeficientul de corecție $\bar{Y}$ și concentrația în vapori a aerului, ε, %.

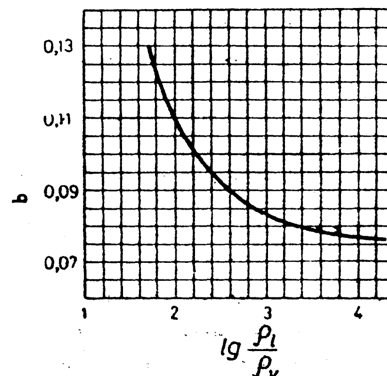


Fig. 4-11. Valorile coeficientului b.

[redacted] Transmiterea căldurii prin convecție la fierberea lichidelor.

La fierberea cu bule, cînd încărcarea termică specifică q este mai mică decît cea critică $q_{cr.l}$, coeficientul de transmitere a căldurii prin convecție pentru lichidul în fierbere [4-1] poate fi calculat cu ecuația :

$$\alpha = b\left(\frac{\lambda^2}{\nu \cdot \sigma \cdot T_{fierb.}}\right)^{1/3} \cdot q^{2/3} \tag{4-51}$$

sau :

$$\alpha = b^3\left(\frac{\lambda^2}{\nu \cdot \sigma \cdot T_{fierb.}}\right) \cdot \Delta t^2 \tag{4-51, a}$$

în care : b este coeficient adimensional care depinde numai de raportul densităților lichidului și vaporilor :

$$b = 0{,}075(1 + 10(\rho_l/\rho_v)^{-2/3}] \tag{4-52}$$

(valorile coeficientului b sînt date în fig. 4-11).
σ — tensiunea superficială, N/m ;
$T_{fierb.}$ — temperatura de fierbere, K ;
q — încărcarea termică specifică, W/m^2 ;

$$\Delta t = t_p - t_{fierb.}$$

Pentru celelalte semnificații vezi tabelul 4-2.

Toate constantele fizico-chimice trebuie considerate la temperatura de fierbere.

Cu formula (4-51) se pot calcula coeficienții parțiali de transfer de căldură la fierberea lichidelor în volum mare și în țevi. Abaterile datelor experimentale față de cele calculate cu formula (4-51) variază în limitele $\pm 35\%$. O influență însemnată asupra transmiterii căldurii prin convecție la fierberea lichidelor o au materialul, starea și gradul de curățenie ale suprafeței de încălzire. Pentru apă în fierbere formula (4-51) capătă forma :

$$\alpha = \frac{3{,}4 \cdot p^{0{,}18}}{1 - 0{,}0045 \cdot p} \cdot q^{2/3} \tag{4-53}$$

în care : p este presiunea de lucru, ata.

Mărimea încărcării termice critice $q_{cr.l}$ la fierberea lichidelor pe țevi orizontale în volum mare se determină cu ecuația (cînd $\rho_l \gg \rho_v$) :

$$q_{cr.l} = 0{,}14 \cdot r \cdot \sqrt{\rho_v} \cdot \sqrt[4]{\sigma \cdot g \cdot \rho_l} \tag{4-54}$$

în care : r este căldura latentă de vaporizare, J/kg.

Abaterea datelor experimentale față de cele calculate cu relația (4-54) este de asemenea în limitele $\pm 35\%$.

Pentru un calcul aproximativ al coeficientului parțial de transmitere a căldurii prin convecție la fierberea cu bule a lichidelor în volum mare pe suprafața exterioară a unui fascicul de țevi și în evaporatoare verticale în domeniul încărcărilor termice moderate (pînă la $0,4 \cdot q_{cr.}$) și presiunea $p_{abs} = 0,2 \div 10$ ata se poate folosi formula [4-12]:

$$\alpha = 2,72 \cdot \varphi \cdot p_{abs}^{0,4} \cdot q^{0,7} \tag{4-55}$$

în care: φ este factor dependent de proprietățile fizice ale lichidului;
p_{abs} — presiunea de lucru, ata.

Valorile găsite experimental pentru coeficientul φ (la fierberea pe suprafața țevilor din metale neferoase) sînt:

apă	1	petrol lampant	0,31 – 0,56
soluție apoasă 9% NaCl	0,86	gazolină	0,27
soluție apoasă 24% NaCl	0,62	benzen	0,31
soluție apoasă 26% glicerină	0,83	alcool etilic	0,45
soluție apoasă 25% zahăr	0,57	alcool metilic	0,36
soluție apoasă 10% Na_2SO_4	0,91	heptan	0,46

Transmiterea căldurii prin radiația termică a corpurilor solide. Cantitatea de căldură, cedată prin radiație de un corp mai cald către un corp mai rece în unitatea de timp se calculează cu relația:

$$Q_r = C_{1-2} \cdot \varphi \cdot A \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \tag{4-56}$$

în care: Q_r este cantitatea de căldură, cedată, prin radiație, în unitatea de timp, W;
A — aria suprafeței radiante, m^2;
C_{1-2} — coeficient de radiație, $W/(m^2 \cdot K^4)$;
T_1 — temperatura suprafeței corpului mai cald, K;
T_2 — temperatura suprafeței corpului mai rece, K;
φ — coeficient unghiular adimensional.

Coeficientul de radiație C_{1-2} depinde de dispunerea reciprocă și de coeficientul de emisie ε al suprafețelor radiante, avînd temperaturile T_1 și T_2.

a. Dacă un corp a cărui suprafață radiantă este egală cu A_1 este situat în interiorul corpului cu aria suprafeței radiante A_2, atunci $A = A_1$, coeficientul unghiular $\varphi = 1$ și

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{A_1}{A_2}\left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_0}\right)} \tag{4-57}$$

în care: $C_1 = \varepsilon_1 \cdot C_0$ — coeficientul de radiație al corpului *1* situat în interior;
$C_2 = \varepsilon_2 \cdot C_0$ — coeficientul de radiație al corpului *2* care îmbracă corpul *1*;

ε_1, ε_2 — coeficientul de emisie al suprafețelor corpului *1* și corpului *2* (valorile pentru ε pentru cîteva materiale sînt date în tabelul XXIV);
$C_0 = 5,7\ W/(m^2 \cdot K^4)$ — coeficientul de radiație al corpului absolut negru.

b. Dacă aria A_2 este foarte mare în comparație cu A_1 (de exemplu un aparat într-o secție), adică raportul A_1/A_2 este aproximativ egal cu zero, coeficientul $C_{1-2} = C_1$.

c. Dacă $A_1 = A_2$ (două suprafețe paralele, infinit de mari) atunci

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_0}} \tag{4-58}$$

Coeficientul total de transmitere a căldurii prin radiație și convecție:

$$\alpha = \alpha_r + \alpha_c \tag{4-59}$$

în care:

$$\alpha_r = \frac{Q_r}{(T_1 - T_2)A} = \frac{C_{1-2}\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]}{T_1 - T_2} \tag{4-60}$$

α_c — coeficientul parțial de transmitere a căldurii prin convecție, determinat cu formulele corespunzătoare curgerii libere sau forțate.

Pentru calculul pierderilor de căldură ale aparaturii care se găsește în spații închise, la temperaturi ale suprafețelor pînă la 150°C se poate utiliza formula aproximativă:

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \cdot \Delta t \tag{4-61}$$

în care: α este coeficientul total de transmitere a căldurii prin radiație și convecție, $W/(m^2 \cdot K)$;
Δt — diferența de temperatură dintre suprafața aparatului și aerul înconjurător, K.

4.1.3. Transmiterea căldurii în schimbătoare de căldură de suprafață

Grupa de bază a aparatelor schimbătoare de căldură utilizate în industrie cuprinde schimbătoarele de căldură de suprafață la care căldura se transmite de la agentul termic cald la agentul termic rece prin peretele care le desparte. O altă grupă cuprinde schimbătoarele de căldură de amestec la care căldura se transmite prin contactul nemijlocit al agenților termici cald și rece.

20. Ecuația transmiterii căldurii

$$Q = K \cdot A \cdot \Delta t_{med} \tag{4-62}$$

în care: Q este fluxul termic (debitul căldurii transmite), W;
K — coeficientul total de transmitere a căldurii, $W/(m^2 \cdot K)$;
A — aria suprafeței de transfer de căldură, m^2;
Δt_{med} — diferența medie de temperatură între agentul cald și cel rece, K.

Încărcarea termică specifică (fluxul termic unitar) este dat de relaţia :

$$q = \frac{Q}{A} = K \cdot \Delta t_{med} \quad (4\text{-}63)$$

Pentru o suprafaţă plană coeficientul total de transmitere a căldurii K din formulele (4-62) şi (4-63) se defineşte prin relaţia :

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (4\text{-}64)$$

în care : α_1 şi α_2 sînt coeficienţi parţiali de transfer a căldurii prin convecţie pentru fluidul cald şi pentru fluidul rece, $W/(m^2 \cdot K)$;
Σr — suma rezistenţelor termice ale tuturor straturilor din care este constituit peretele, inclusiv straturile de depuneri, $m^2 \cdot K/W$;

Ecuaţiile (4-62) — (4-64) pot fi utilizate cu suficientă precizie şi pentru cazul transmiterii căldurii printr-un perete cilindric dacă $d_{ext}/d_{int} < 2$. Aria suprafeţei de schimb de căldură A în acest caz se determină cu diametrul mediu egal cu 0,5 $(d_{ext} + d_{int})$.

Pentru schimbătoarele de căldură multitubulare constituite din n ţevi cu lungimea L, în m, ecuaţia transmiterii căldurii poate fi adusă la forma :

$$Q = K_L \cdot n \cdot L \cdot \Delta t_{med} \quad (4\text{-}65)$$

în care coeficientul total de transmitere a căldurii pe un metru de lungime, K_L [W/(m·K)] este egal cu :

$$K_L = \frac{\pi}{\frac{1}{\alpha_1 \cdot d_{int}} + \sum \frac{1}{2\lambda} \cdot \ln \frac{d_{ext}}{d_{int}} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot d_{ext}} + \sum \frac{r_{dep}}{d_{dep}}}$$

în care : α_1 este coeficientul parţial de transfer a căldurii de la fluidul care circulă în interiorul ţevii la pereţi, $W/(m^2 \cdot K)$;
d_{int} — diametrul interior al ţevii, m ;
λ — conductivitatea termică a materialului peretelui ţevii, W/(m·K) ;
d_{ext} — diametrul exterior al ţevii, m ;
α_2 — coeficientul parţial de transfer a căldurii de la peretele exterior al ţevii la fluid, $W/(m^2 \cdot K)$;
r_{dep} — rezistenţa termică a depunerilor, $m^2 \cdot K/W$;
d_{dep} — diametrul mediu al stratului de depuneri, m.

Conductivitatea termică a depunerilor de pe pereţi $(1/r_{dep})$ depinde de natura agentului termic, de temperatura şi viteza sa ca şi de materialul peretelui, temperaturile mediului care se încălzeşte şi durata de lucru a aparatului fără curăţire, adică în ultima instanţă de natura depunerilor sau produşilor de coroziune. Valori precise cu privire la r_{dep} pot fi obţinute numai din date experimentale.

Influenţa depunerilor de pe pereţi se poate considera aproximativ pornind de la valorile orientative ale conductivităţilor termice ale depunerilor date în tabelul XXXI.

Dacă suprafeţele se curăţă rar de depuneri sau la coroziuni puternice, valoarea $1/r_{dep}$ poate ajunge pînă la 500 $W/(m^2 \cdot K)$ sau chiar la valori mai mici.

21. Diferenţa medie de temperatură Δt_{med} care intră în ecuaţia transferului de căldură se determină astfel :

a. Pentru echicurent şi contracurent :

$$\Delta t_{med} = \frac{\Delta t_M - \Delta t_m}{2{,}3 \lg \frac{\Delta t_M}{\Delta t_m}} \quad (4\text{-}66)$$

în care : Δt_M şi Δt_m sînt diferenţa maximă şi minimă de temperatură la capetele schimbătorului de căldură, K.

Dacă raportul $\Delta t_M/\Delta t_m < 2$, atunci se poate folosi cu suficientă precizie în locul ecuaţiei (4-66), ecuaţia :

$$\Delta t_{med} = \frac{\Delta t_M + \Delta t_m}{2} \quad (4\text{-}67)$$

Trebuie observat că din ecuaţia (4-66) rezultă că :
— dacă $\Delta t_M = 0$ sau $\Delta t_m = 0$ atunci şi $\Delta t_{med} = 0$;
— dacă $\Delta t_M = \Delta t_m$ atunci $\Delta t_{med} = \Delta t_M = \Delta t_m$.

Dacă temperatura unuia din agenţii termici nu se schimbă în timpul procesului de transfer de căldură de-a lungul suprafeţei de schimb de căldură, atunci diferenţa medie de temperatură Δt_{med} se determină de, asemenea, cu ecuaţiile (4-66) sau (4-67).

Formulele (4-66) şi (4-67) s-au obţinut în condiţiile în care în schimbătorul de căldură valoarea coeficientului total de transfer de căldură K şi produsul debitului masic cu căldura specifică $M \cdot c$, pentru fiecare din agenţii termici, pot fi consideraţi constanţi de-a lungul întregii suprafeţe a schimbătorului de căldură.

În acele cazuri cînd de-a lungul suprafeţei de schimb de căldură a schimbătorului valorile lui K sau ale produsului $M \cdot c$ se schimbă apreciabil, folosirea diferenţei mediei logaritmice (ec. 4-66) devine inadmisibilă.

În aceste cazuri ecuaţia diferenţială a transmiterii căldurii se rezolvă prin metoda integrării grafice.

b. Pentru curent mixt în schimbătoarele de căldură cu mai multe treceri şi pentru curent încrucişat :

$$\Delta t_{med} = f \cdot \Delta t_c \quad (4\text{-}68)$$

în care : f este coeficient de corecţie a diferenţei medii de temperatură Δt_c, calculată pentru contracurent.

Valoarea coeficientului f se ia din grafice speciale [0-24, 4-1]. Exemple de astfel de grafice sînt date în figura VIII.

În cazul schimbătoarelor de căldură cu mai multe treceri în curent simplu încrucişat (o trecere în spaţiul intertubular şi cu un număr par de treceri

prin ţevi — vezi figura 4-16 şi 4-21) diferenţa medie de temperatură poate fi calculată cu formula [0-4]:

$$\Delta t_{med} = \frac{A}{2{,}3 \lg \frac{\Delta t_M + \Delta t_m + A}{\Delta t_M + \Delta t_m - A}} \tag{4-69}$$

în care: Δt_M şi Δt_m sînt diferenţa maximă şi minimă de temperatură la capetele schimbătorului de căldură în cazul contracurentului cu aceleaşi temperaturi iniţiale şi finale ale agentului termic,

$$A = \sqrt{\delta t_1^2 + \delta t_2^2}$$

$\delta t_1 = t_1' - t_1''$ — variaţia de temperatură a fluidului cald;
$\delta t_2 = t_2'' - t_2'$ — variaţia de temperatură a fluidului rece.

22. Determinarea temperaturilor medii ale agenţilor termici.

În majoritatea ecuaţiilor criteriale ale transmiterii căldurii prin convecţie valorile constantelor fizico-chimice ale agenţilor termici se raportează la temperatura lor medie care se găseşte în felul următor.

Pentru acel agent termic la care temperatura se modifică în schimbătorul de căldură cu cel mai mic număr de grade, temperatura medie se determină ca medie aritmetică a temperaturilor la intrare şi ieşire:

$$t_{med1} = \frac{t_1' + t_1''}{2}$$

Pentru celălalt agent termic temperatura medie se găseşte cu formula:

$$t_{med2} = t_{med1} + \Delta t_{med} \tag{4-70}$$

Ultima ecuaţie se recomandă în cazul în care temperatura primului agent termic este constantă de-a lungul suprafeţei de schimb termic.

4.1.4. Transmiterea căldurii la contactul direct între fluide

23. Formula generalizată pentru determinarea coeficientului de transmitere a căldurii prin convenţie de la gazul nesaturat care se răceşte la lichid în scrubere cu umplutură este:

$$K_i = 0{,}01 \mathrm{Re}_g^{0,7}\ \mathrm{Re}_l^{0,7}\ \mathrm{Pr}_g^{0,33} \tag{4-71}$$

în care:

$K_i = \frac{K \cdot d_{ech}}{\lambda g}$ — criteriul Kirpicev;

$\mathrm{Re}_g = \frac{4\, w_f \cdot \rho_g}{\sigma \cdot \eta_g}$ — criteriul Reynolds pentru gaz;

$\mathrm{Re}_l = \frac{4\, L}{\tau \cdot \eta_l}$ — criteriul Reynolds pentru lichid;

$\mathrm{Pr}_g = \frac{c_p \cdot \eta_g}{\lambda_g}$ — criteriul Prandtl pentru gaz;

K — coeficientul total de transmitere a căldurii prin convecţie de la gaz la lichid, W/(m²·K);

$d_{ech} = \frac{4 V_l}{\sigma}$ — diametrul echivalent al umpluturii, m;

V_l — volumul liber al umpluturii, m³/m³;

σ — suprafaţa specifică a umpluturii, m²/m³;

w_f — viteza fictivă a gazului în scruber (raportată la secţiunea transversală totală a scruberului), m/s;

L — intensitatea de stropire a scruberului kg/(m²·s);

λ_g — coeficientul de conductivitate termică a gazului, W/(m·K);

η_g — viscozitatea dinamică a gazului, Pa·s;

ρ_g — densitatea gazului, kg/m³;

η_l — viscozitatea dinamică a lichidului, Pa·s.

Formula (4-71) s-a obţinut din date experimentale pentru răcirea aerului de la 80° la 2°C la o intensitate specifică de stropire cu apă egală cu 3,5—10 m³/(m²·h)*.

24. Formula generalizată a coeficientului de evaporare de la suprafaţa lichidului, în curent turbulent de gaz, în curgere forţată este:

$$\mathrm{Nu}_g' = 0{,}027 \cdot \mathrm{Re}_g^{0,8} \cdot (\mathrm{Pr}_g')^{0,33} \tag{4-72}$$

$\mathrm{Nu}_g' = \frac{\beta \cdot d}{D_g}$ — criteriul Nusselt la difuziune pentru gaz;

$\mathrm{Pr}_g' = \frac{\nu_g}{D_g}$ — criteriul Prandtl la difuziune pentru gaz;

β — coeficientul de evaporare, m/s;

D_g — coeficientul de difuziune, m²/s;

ν_g — viscozitate cinematică, m²/s.

Pentru cazul răcirii apei cu aer, prin curgere peliculară printre canale, prin care trece aer ($\mathrm{Pr}_g' = 0{,}63$), s-a obţinut formula:

$$\mathrm{Nu}_g' = 0{,}019 \cdot \mathrm{Re}_g^{0,83} \tag{4-73}$$

4.1.5. Valori orientative ale coeficienţilor parţiali de transfer a căldurii prin convecţie şi ale coeficienţi totali de transmitere a căldurii

În tabelul 4-5 se dau valorile aproximative ale coeficienţilor parţiali de transmitere a căldurii prin convecţie pentru apă şi aer calculate cu formulele date anterior, pentru cazurile de bază ale transferului termic prin convecţie, iar în tabelul 4-6 valorile orientative ale coeficienţilor totali de transmitere a căldurii obţinute în mod practic pentru diferite cazuri.

* Cu privire la transmiterea căldurii de la gaz la apă prin contact direct vezi, de asemenea: Egorov, N. N. — Răcirea gazelor în scrubere., Goshimizdat, 1954; Komrov, I. A. — Inj-fiz. Jurn, 1965, nr. 5.

Tabelul 4-5

Valori orientative ale coeficienţilor parţiali de transmitere a căldurii, w/(m²·K)

Felul de transmitere a căldurii	Apă	Aer ($P_{abs} \approx 1$ at)	Observaţii
Curgerea turbulentă forţată: a) în ţevi şi canale	1 200— 5 800	35— 60	d = 30 mm. Valorile lui α corespund vitezelor pentru apă de la 0.2 la 1.5 m/s, pentru aer 8—15 m/s
b) perpendicular pe ţevi	3 100—10 000	70—100	Fascicul decalat $\hat{e\varphi} = 1$
Curgere liberă	250— 900	3— 9	
Fierberea apei	2 000—24 000	—	Presiunea atmosferică. Valorile lui α corespund la $\Delta t = 5 \div 15$ K
Condensarea vaporilor de apă saturanţi pe suprafaţa exterioară a unei ţevi orizontale	9 300—15 000		Presiunea vaporilor saturanţi (absolută) 4KPa: d = 30 mm. Valorile lui α corespund la $\Delta t = 35 \div 5$K

Tabelul 4-6

Felul de transmitere a căldurii	Curgere forţată	Curgere liberă
Gaz-gaz (la presiuni obişnuite)	10— 40	4— 12
Gaz-lichid (răcitoare de gaz)	10— 60	6— 20
Vapori în condensare-gaz (încălzitoare de aer)	10— 60	6— 12
Lichid-lichid (apă)	800—1 700	140— 340
Lichid-lichid (hidrocarburi, uleiuri)	120— 270	30— 60
Vapori în condensare-apă (condensatoare, încălzitoare)	800—3 500	300—1 200
Vapori în condensare-lichide organice (încălzitoare)	120— 340	60— 170
Vapori de substanţe organice în condensare — apă (condensatoare)	300— 800	230— 460
Vapori în condensare — lichide în fierbere (evaporatoare)	—	300—2 500

4.2. EXEMPLE

Exemplul 4-1. Un aparat cu diametrul de 2 m şi înălţimea de 5 m este acoperit cu un strat termoizolator de azbest cu grosimea de 75 mm. Temperatura peretelui aparatului este de 146°C, temperatura suprafeţei exterioare a izolaţiei 40°C. Să se determine fluxul termic care trece prin stratul de izolaţie.

Rezolvare. Aria medie prin care se transmite căldura este:

$$A_{med} = \pi \cdot \left(D_{med} \cdot L + 2\frac{D^2}{4}\right) = 3{,}14(2{,}075 \cdot 5 + 0{,}5 \cdot 2^2) = 38{,}8 \text{ m}^2.$$

Coeficientul de conductivitate termică a azbestului $\lambda = 0{,}151$ W/(m·K) (după tabelul XXVIII).

Fluxul termic care trece prin izolaţie este:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta}(t_p - t_{iz}) \cdot A_{med} = \frac{0{,}151}{0{,}075}(146 - 40) \cdot 38{,}8 = 8\,280 \text{ W}$$

Exemplul 4-2. Să se calculeze coeficientul de conductivitate termică a nitrobenzenului lichid la 120°C.

Rezolvare. Căldura specifică a nitrobenzenului $c = 1\,380$ J/(kg·K), (tabelul XXVI).

Densitatea nitrobenzenului la 30°C $\rho \approx 1\,200$ kg/m³ (tabelul III).

Coeficientul de conductivitate termică a nitrobenzenului la 30°C conform formulei (4-7):

$$\lambda_{30} = A \cdot c \cdot \rho \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}} = 4{,}22 \cdot 10^{-8} \cdot 1\,380 \cdot 1\,200 \cdot \sqrt[3]{\frac{1\,200}{123}} = 0{,}149 \text{ W/(m·K)}.$$

în care: $A = 4{,}22 \cdot 10^{-8}$ — pentru lichide neasociate;
$M = 123$ kg/kmol — masa moleculară a nitrobenzenului.

Coeficientul de conductibilitate termică a nitrobenzenului la 120°C, după formula (4-8), va fi:

$$\lambda_t = \lambda_{30} \cdot [1 - \varepsilon(t - 30)]$$

$$\lambda_{120} = 0{,}149[1 - 1{,}0 \cdot 10^{-3} \cdot (120 - 30)] = 0{,}136 \text{ W/(m·K)}$$

După date experimentale (figura X):

$$\lambda_{120} = 0{,}137 \text{ W/(m·K)}$$

Exemplul 4-3. Să se calculeze coeficientul de conductivitate termică al unei soluţii apoase de NaCl de 25% la 80°C.

Rezolvare. După nomogramă (figura XI) căldura specifică a soluţiei apoase de NaCl de 25% la 30°C:

$$c = 3\,390 \text{ J/(kg·K)}$$

Densitatea soluţiei de NaCl de 25% (după tabelul III):

$$\rho = 1\,189 \text{ kg/m}^3$$

Masa moleculară medie a soluţiei

$$M = 0{,}907 \cdot 18 + 0{,}093 \cdot 58{,}5 = 21{,}7 \text{ kg/kmol}$$

în care:

$$0{,}093 = \frac{\frac{25}{58.5}}{\frac{25}{58.5} + \frac{75}{18}} \text{ — fracţia molară a NaCl în soluţie.}$$

Coeficientul de conductivitate termică a soluţiei 25% de NaCl la 30°C după formula (4-7):

$$\lambda_{30} = 3{,}58 \cdot 10^{-8} \cdot 3\,390 \cdot 1\,189 \cdot \sqrt[3]{\frac{1\,189}{21{,}7}} = 0{,}548 \text{ W/(m·K)}$$

Coeficientul de conductivitate termică a soluției la 80°C, după formula (4-9) este :

$$\lambda_{80} = 0,548 \frac{0,674}{0,615} = 0,60 \text{ W/(m·K)}$$

în care 0,674 și respectiv 0,615 W/(m·K) sînt coeficienții de conductivitate termică ai apei la 80° și 30° (fig. X).

Exemplul 4-4. Să se calculeze coeficientul de conductivitate termică al metanului lichid la $t = -160,6$°C și să se compare valoarea obținută cu cea experimentală.

Rezolvare. Metanul lichid face parte din lichidele neasociate :

$$\lambda = A \cdot c \cdot \rho \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}} = 4,22 \cdot 10^{-8} \cdot 3,47 \cdot 10^3 \cdot 423 \cdot \sqrt[3]{\frac{423}{16}} = 0,184 \text{ W/(m·K)}$$

în care : $A = 4,22 \cdot 10^{-8}$, — pentru lichide neasociate ;
$c = 3,47 \cdot 10^3$ J/(kg·K) — căldura specifică a metanului lichid la $T = 112,5$ K ;
$\rho = 423$ kg/m³ — densitatea metanului lichid ;
$M = 16$ kg/kmol — masa moleculară a metanului.

Din tabele [4-13], coeficientul de conductivitate termică a metanului lichid la $t = -160,6$°C este 0,194 W/(m·K). Eroarea la calculul după formula (4-7) va fi :

$$\frac{0,194 - 0,184}{0,184} \cdot 100 = 5,4\%$$

Exemplul 4-5. Să se calculeze coeficientul de conductivitate termică al aerului uscat la 300°C.

Rezolvare. După formula (4-10)

$$\lambda = B \cdot c_v \cdot \eta = 1,9 \cdot 0,748 \cdot 10^3 \cdot 2,97 \cdot 10^{-5} = 0,0422 \text{ W/(m·K)}$$

în care : $B = 1,9$, pentru gaze biatomice ;
c_v = căldura specifică la volum constant, se calculează din raportul $\frac{c_p}{c_v} = 1,4$

$$c_v = \frac{c_p}{1,4} = \frac{1,05 \cdot 10^3}{1,4} = 0,748 \cdot 10^3 \text{ J/(kg·K)}$$

$c_p = 1,05 \cdot 10^3$ J/(kg·K) — căldura specifică a aerului uscat la 300°C ;
$\eta = 2,97 \cdot 10^{-5}$ Pa·s — viscozitatea dinamică a aerului la 300°C.

Exemplul 4-6. Să se calculeze coeficientul de conductivitate termică la 0°C a amestecului gazos cu compoziția : H_2 — 50%, CO — 40%, N_2 — 10% (în volume).

Rezolvare. Regula aditivității nu se poate folosi la calculul coeficientului de conductivitate termică al unui amestec de gaze. Orientativ, se poate folosi formula (4-10). Pentru componenții amestecului, se dau mai jos valorile constantelor fizico-chimice :

Component	ρ_0, kg/m³	$c_v \cdot 10^{-3}$ J/(kg·K)	$k = \frac{c_p}{c_v}$	$\eta \cdot 10^3$, Pa·s
H_2	0,09	10,14	1,41	0,00842
CO	1,25	0,75	1,4	0,0166
N_2	1,25	0,75	1,4	0,017

Compoziția masică a amestecului gazos va fi :

Component	m³ [% (vol)]	kg	% (masic)
H_2	50	50·0,09 = 4,5	6,7
CO	40	40·1,25 = 50,0	74,6
N_2	10	10·1,25 = 12,5	18,7
Total	100	67,0	100,0

Se calculează c_v pentru amestecul gazos :

$$c_v = 0,067 \cdot 10,14 \cdot 10^3 + 0,746 \cdot 0,75 \cdot 10^3 + 0,187 \cdot 0,75 \cdot 10^3 =$$
$$= 1,379 \cdot 10^3 \text{ J/(kg·K)}$$

Se calculează viscozitatea dinamică a amestecului gazos cu formula (1-12) și din tabelul XI :

$$\eta_{am} = \frac{(0,5 \cdot 8,13 \cdot 0,00842 + 0,4 \cdot 61,4 \cdot 0,0166 + 0,1 \cdot 59,5 \cdot 0,017) \cdot 10^{-3}}{0,5 \cdot 8,13 + 0,4 \cdot 61,4 + 0,1 \cdot 5,59} = 0,0156 \cdot 10^{-3} \text{ Pa·s}$$

Coeficientul B se calculează cu formula (4-10) : $B = 0,25(9 \cdot 1,4 - 5) = 1,9$. Se determină coeficientul de conductivitate termică al amestecului gazos :

$$\lambda_{am} = B \cdot c_v \cdot \eta_{am} = 1,9 \cdot 1,379 \cdot 10^3 \cdot 0,0156 \cdot 10^{-3} = 0,041 \text{ W/(m·K)}$$

Dacă coeficientul de conductivitate termică se calculează prin regula aditivității, folosind datele din tabelul XXX, se obține :

— pentru aditivitate volumică :

$$\lambda_{am} = 0,0926 \text{ W/(m·K)} ;$$

— masic :

$$\lambda_{am} = 0,0317 \text{ W/(m·K)}$$

Exemplul 4-7. Peretele unui cuptor constă din două straturi : unul din cărămidă refractară ($\delta_1 = 500$ mm) şi celălalt din cărămidă de construcţie ($\delta_2 = 250$ mm). Temperatura în interiorul cuptorului este de 1 300°C, iar temperatura mediului înconjurător este 25°C. Să se determine :

a) pierderile de căldură pe 1 m² de suprafaţă a peretelui ;

b) temperatura t_3 la limita de separaţie dintre straturile de cărămidă refractară şi de construcţie.

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii de la gaze la pereţi este $\alpha_1 = 34{,}8$ W/(m²·K) ; coeficientul parţial de transmitere a căldurii de la perete la aer este $\alpha_2 = 16{,}2$ W/(m²·K). Coeficientul de conductivitate termică al cărămizii refractare este $\lambda_1 = 1{,}16$ W/(m·K), iar al cărămizii de construcţie $\lambda_2 = 0{,}58$ W/(m·K).

Rezolvare. Schema procesului de transmitere a căldurii este reprezentată în figura 4-12.

a) coeficientul total de transmitere a căldurii este :

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{34{,}8} + \frac{0{,}5}{1{,}16} + \frac{0{,}25}{0{,}58} + \frac{1}{16{,}2}} = 1{,}05 \text{ W/(m}^2\text{·K)}.$$

Pierderile de căldură pe 1 m² suprafaţă de perete sînt :

$$q = K(t_1 - t_2) = 1{,}05(1\,300 - 25) = 1\,340 \text{ W/m}^2$$

b) temperatura t_3 la limita de separaţie dintre cele două straturi de cărămidă se găseşte din sistemul de ecuaţii :

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t_2 - t_3)$$

din care se obţine :

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 1\,300 - \frac{1\,310}{34{,}8} = 1\,261\text{°C}$$

$$t_3 = t_2 - \frac{q \cdot \delta_1}{\lambda_1} = 1\,261 - \frac{1\,340 \cdot 0{,}5}{1{,}16} = 684\text{°C}$$

Cărămida de construcţie poate fi folosită pînă la 800°C. Prin urmare, temperatura de 684°C este admisibilă.

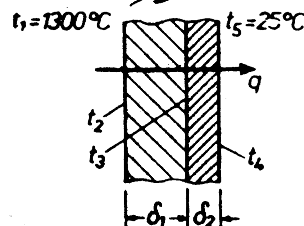


Fig. 4-12. Schiţa la exemplul 4-7.

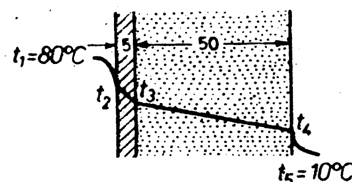


Fig. 4-13. Schiţa la exemplul 4-8.

Exemplul 4-8. Să se determine temperatura interioară t_2 şi exterioară t_3 a peretelui unui schimbător de căldură, ca şi temperatura t_4 a suprafeţei exterioare a izolaţiei care acoperă aparatul. Temperatura lichidului în schimbătorul de căldură este $t_1 = 80$°C, iar a aerului exterior $t_5 = 10$°C, Schimbătorul de căldură este confecţionat din oţel : grosimea peretelui $\delta_p = 5$ mm, grosimea izolaţiei $\delta_{iz} = 50$ mm. Coeficientul parţial de transmitere a căldurii de la lichid la peretele aparatului $\alpha_1 = 232$ W/(m²·K), iar de la suprafaţa izolaţiei la aer $\alpha_2 = 10{,}4$ W/(m²·K), coeficientul de conductivitate termică al izolaţiei $\lambda_{iz} = 0{,}12$ W/(m·K).

Rezolvare. În figura 4-13 este reprezentată o secţiune prin peretele aparatului acoperit cu izolaţie.

Coeficientul total de transmitere a căldurii este :

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_p}{\lambda_p} + \frac{\delta_{iz}}{\lambda_{iz}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{232} + \frac{0{,}005}{46{,}5} + \frac{0{,}05}{0{,}12} + \frac{1}{10{,}4}} = 1{,}86 \text{ W/(m}^2\text{·K)}$$

în care $\lambda_p = 46{,}5$ W/(m·K) (tab. XXVIII).

Fluxul termic unitar este :

$$q = K(t_1 - t_5) = 1{,}86(80 - 10) = 130 \text{ W/m}^2$$

Temperaturile t_2, t_3 şi t_4 se determină din sistemul de ecuaţii :

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_p}{\delta_p}(t_2 - t_3) = \alpha_2(t_4 - t_5)$$

Temperatura suprafeţei interioare a peretelui aparatului este :

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 80 - \frac{130}{232} = 79{,}4\text{°C}$$

Temperatura suprafeţei exterioare a peretelui aparatului este :

$$t_3 = t_2 - q\frac{\delta_p}{\lambda_p} = 79{,}4 - \frac{130 \cdot 0{,}005}{46{,}5} \approx 79{,}4\text{°C}.$$

Temperatura suprafeţei exterioare a izolaţiei :

$$t_4 = \frac{q}{\alpha_2} + t_5 = \frac{130}{10{,}4} + 10 = 22{,}4\text{°C}.$$

După cum se vede, rezistenţa termică a peretelui de oţel se poate neglija în prezenţa izolaţiei ($t_2 \approx t_3$).

Exemplul 4-9. Să se determine temperatura medie a peretelui într-un preîncălzitor cu abur, în care se foloseşte abur de 4 ata pentru a încălzi :

a) aer la presiune atmosferică ;

b) apă.

Temperatura medie a aerului, ca şi a apei este de 30°C. Grosimea peretelui de oţel al ţevilor este $\delta_p = 4$ mm.

Coeficienţii parţiali de transmitere a căldurii pentru abur, aer şi apă se iau, cu aproximaţie, din datele tabelului 4-5 (se ia valoarea medie; la aer şi apă se va considera curgere turbulentă în lungul ţevilor). Se va ţine seama de depunerile de pe ambele feţe ale suprafeţei de schimb de căldură. Conductivitatea termică a fiecărui strat de depunere se va considera $\frac{1}{r_d} = 2\,320$ W/(m²·K).

Pentru semnificaţiile temperaturilor vezi figura 4.14.

Rezolvare. Temperaturile suprafeţelor peretelui t_2 şi t_3 se găsesc din sistemul de ecuaţii:

$$q = \alpha_1 \cdot (t_1 - t_2) = \alpha_2 \cdot (t_3 - t_4)$$

Temperatura de condensare a vaporilor de apă cu $p = 4$ ata este 143°C (tab. LVII)

a) la preîncălzirea aerului.

Coeficientul total de transmitere a căldurii:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_d + \frac{\delta_p}{\lambda_p} + r_d + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{13\,300} + \frac{1}{2\,320} + \frac{0{,}004}{46{,}5} + \frac{1}{2\,320} + \frac{1}{46{,}4}} = $$

$$= 44{,}3 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

S-a folosit coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru abur $\alpha_1 = 13\,300$ W/(m²·K), respectiv pentru aer $\alpha_2 = 46{,}4$ W/(m²·K) şi coeficientul de conductivitate termică a oţelului $\lambda_{OL} = 46{,}5$ W/(m·K)

Fluxul termic unitar va fi:

$$q = K(t_1 - t_4) = 44{,}3(143 - 30) = 5\,010 \text{ W/m}^2.$$

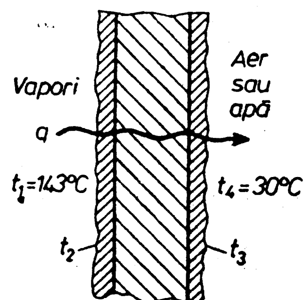


Fig. 4-14. Schiţa la exemplul 4-9.

Temperatura t_2:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{5\,010}{13\,300} = 142{,}6°\text{C}$$

Temperatura t_3:

$$t_3 = t_4 + \frac{q}{\alpha_2} = 30 + \frac{5\,010}{46{,}4} = 138°\text{C}$$

Temperatura medie a peretelui:

$$t_m = \frac{t_2 + t_3}{2} \approx 140°\text{C}$$

b) la preîncălzirea apei.

Coeficientul total de transmitere a căldurii:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_d + \frac{\delta_{OL}}{\lambda_{OL}} + r_d + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{13\,300} + \frac{1}{2\,320} + \frac{0{,}04}{46{,}5} + \frac{1}{2\,320} + \frac{1}{3\,420}} = $$

$$= 761 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

Aici s-a luat coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru apă $\alpha_2 = 3\,420$ W/(m²·K).

Încărcarea termică va fi:

$$q = K(t_1 - t_4) = 761(143 - 30) = 86\,000 \text{ W/m}^2.$$

Temperatura t_2:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{86\,000}{13\,300} = 136{,}5°\text{C}$$

Temperatura t_3:

$$t_3 = t_4 + \frac{q}{\alpha_2} = 30 + \frac{86\,000}{3\,420} = 55{,}2°\text{C}$$

Temperatura medie a peretelui va fi:

$$t_m = \frac{t_2 + t_3}{2} = \frac{136{,}5 + 55{,}2}{2} = 96°\text{C}$$

Exemplul 4-10. Într-un condensator tubular în contracurent intră 200 kg/h amoniac cu presiunea 11,9 ata şi temperatura de 95°C. Condensatorul se răceşte cu apă care intră la temperatura de 15°C.

Amoniacul lichid iese din aparat la temperatura de condensare.

Ce cantitate de apă trebuie introdusă în aparat dacă se admite că diferenţa minimă de temperatură între amoniac şi apă în condensator este de 5 grade?

Ce temperatură va avea apa la ieşirea din condensator.

Rezolvare. Din diagrama $T-S$ pentru amoniac (fig. XXVI) sau din tab. XLVIII se găseşte că temperatura de condensare a amoniacului cu $p = 11{,}9$ ata este de 30°C.

Prin urmare, amoniacul ce intră în condensator cu temperatura de 95°C se află în stare de vapori supraîncălziţi. Pentru răcirea lor la presiune constantă de 11,9 ata de la 95°C pînă la începutul condensării, adică pînă la 30°C, trebuie preluată următoarea cantitate de căldură:

$$Q_1 = \frac{200(1\,647\cdot10^3 - 1\,467\cdot10^3)}{3\,600} = 10\,000 \text{ W}$$

în care $(1\,647\cdot10^3 - 1\,467\cdot10^3)$ J/kg reprezintă diferenţa dintre entalpiile vaporilor de amoniac la $p = 11{,}9$ ata la temperaturile de 95 şi 30°C (vezi diagr. T—S, fig. XXVI).

Pentru ca apoi vaporii de amoniac să condenseze, mai trebuie preluată şi căldura:

$$Q_2 = \frac{200(1\,467\cdot10^3 - 323\cdot10^3)}{3\,600} = 63\,600 \text{ W}$$

în care $323\cdot10^3$ J/kg reprezintă entalpia amoniacului lichid de 30°C şi $p = 11{,}9$ ata.

Astfel, apa trebuie să preia căldura totală:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 10\,000 + 63\,600 = 73\,600 \text{ W}$$

Variația temperaturii amoniacului în condensator în funcție de cantitatea de căldură cedată, este prezentată în figura 4-15.

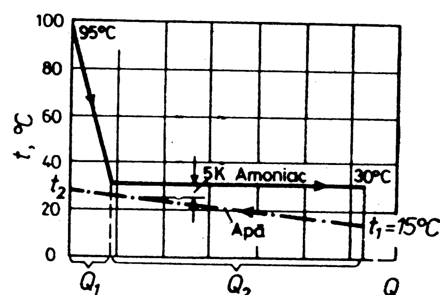


Fig. 4-15. Schița la exemplul 4-10.

Pornind de la condiția că diferența dintre temperatura amoniacului și a apei în orice secțiune a condensatorului nu trebuie să fie mai mică de 5 grd, se admite temperatura apei în secțiunea condensatorului în care începe condensarea amoniacului și în care diferența este minimă, egală cu 30 – 5 = 25°C.

Astfel, debitul de apă necesar se găsește din ecuația:

$$63\,600 = G_a \cdot 4{,}19 \cdot 10^3 (25 - 16)$$

din care rezultă $G_a = 1{,}515$ kg/s.

Temperatura apei la ieșire din condensator t_2 se determină din ecuația:

$$73\,600 = 1{,}515 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3 (t_2 - 15),$$

din care:

$$t_2 = \frac{73\,600}{1{,}515 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3} + 15 = 26{,}6°C$$

Exemplul 4-11. Căldura rezidului de cracare ce părăsește o instalație de cracare se folosește pentru preîncălzirea țițeiului care intră în instalație pentru prelucrare. Să se determine diferența medie de temperatură în schimbătorul de căldură, între reziduul de cracare și țiței, dacă reziduul de cracare are temperatura inițială $t_i = 300°C$ și finală $t_f = 200°C$, iar țițeiul $t_i = 25°C$ și $t_f = 175°C$.

Rezolvare. Analizăm două cazuri.

Primul caz. Echicurentul — ambele lichide se deplasează în aceeași direcție:

$$\begin{array}{cc} 300 \longrightarrow & 200 \\ 25 \longrightarrow & 175 \\ \hline \Delta t_m = 275 & \Delta t_m = 25 \end{array}$$

$$\frac{\Delta t_M}{\Delta t_m} = \frac{275}{25} > 2$$

urmează ca:

$$\Delta t_{med} = \frac{275 - 25}{2{,}3 \lg \dfrac{275}{25}} = 104°C = 104 \text{ K}$$

Cazul al doilea. Contracurent — lichidele se mișcă în sens opus.

$$\begin{array}{cc} 300 \longrightarrow & 200 \\ 175 \longleftarrow & 25 \\ \hline \Delta t_m = 125 & \Delta t_M = 175 \end{array}$$

$$\frac{\Delta t_M}{\Delta t_m} = \frac{175}{125} < 2$$

$$\Delta_{med} = \frac{125 + 175}{2} = 150°C = 150 \text{ K}$$

Calculînd diferența de temperatură pentru contracurent ca medie logaritmică se găsește 149°C.

Din calculul de mai sus rezultă că, în condiții egale, diferența de temperatură este mai mare la contracurent decît la echicurent.

Trebuie observat că în cazul contracurentului lichidul preîncălzit (țițeiul) poate fi încălzit pînă la temperatură mai ridicată decît 175°C (de ex. pînă la 290°C) iar reziduul de cracare poate fi răcit mult sub 200°C. Acesta este avantajul de bază al contracurentului.

Exemplul 4-12. Să se determine diferența medie de temperatură într-un schimbător de căldură cu mai multe treceri, avînd o trecere în spațiul intertubular și două treceri în spațiul tubular (fig. 4.16).

Temperatura inițială a agentului termic cald $t_1' = 80°C$
Temperatura finală a agentului termic cald $t_1'' = 40°C$
Temperatura inițială a agentului termic rece $t_2' = 20°C$
Temperatura finală a agentului termic rece $t_2'' = 40°C$.

Rezolvare. Se folosește formula (4-69).

$$A = \sqrt{\delta t_1^2 + \delta t_2^2} = \sqrt{40^2 + 20^2} = 44{,}7$$

Diagrama termică pentru contracurent:

$$\begin{array}{cc} 80 \longrightarrow & 40 \\ 40 \longleftarrow & 20 \\ \hline \Delta t_M = 40 & \Delta t_m = 20 \end{array}$$

Diferența medie de temperatură în schimbătorul cu mai multe treceri:

$$\Delta t_{med} = \frac{A}{2{,}3 \lg \dfrac{\Delta t_M + \Delta t_m + A}{\Delta t_M + \Delta t_m - A}} =$$

$$= \frac{44{,}7}{2{,}3 \lg \dfrac{40 + 20 + 44{,}7}{40 + 20 - 44{,}7}} = 23{,}2°C = 23{,}2 \text{ K}$$

Calculul se face după formula (4-68)

$$\Delta t_{med} = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \Delta t_c$$

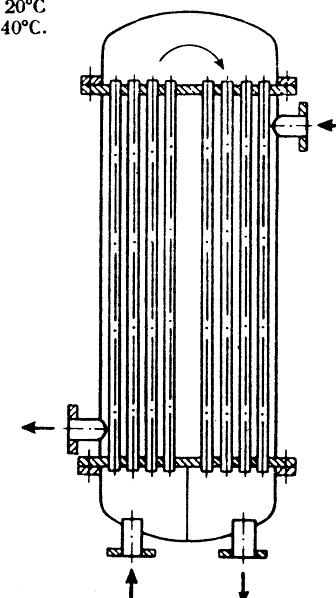


Fig. 4-16. Schița la exemplul 4-12.

Se calculează diferenţa medie de temperatură pentru contracurent :

$$\Delta t_c = \frac{40+20}{2} = 30°C = 30 K$$

Se găsesc mărimile P şi R (vezi fig. VIII)

$$P = \frac{t_2'' - t_2'}{t_1' - t_2'} = \frac{40-20}{80-20} = 0{,}33$$

$$R = \frac{t_1' - t_1''}{t_2'' - t_2'} = \frac{80-40}{40-20} = 2$$

Din graficul din figura VIII, *a*, se determină valoarea coeficientului de corecţie $\varepsilon_{\Delta t}$.

Pentru $P = 0{,}33$ şi $R = 2$ se găseşte $\varepsilon_{\Delta t} = 0{,}78$.

Prin urmare, diferenţa medie de temperatură în schimbătorul cu mai multe treceri :

$$\Delta t_{med} = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \Delta t_c = 0{,}78 \cdot 30 = 23{,}4°C = 23{,}4 \text{ K}.$$

Exemplul 4-13. Să se determine coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru apă care se încălzeşte într-un schimbător de căldură multitubular compus din ţevi cu diametrul 40×2,5 mm. Viteza apei în ţevi este 1 m/s. Temperatura medie a apei este 47,5°C. Temperatura peretelui ţevii este 95°C, lungimea ţevii este de 2 m.

Rezolvare. Se stabileşte regimul de curgere :

$$\text{Re} = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\eta} = \frac{1 \cdot 0{,}035 \cdot 989}{0{,}57 \cdot 10^{-3}} = 60\,800$$

în care :

$\eta = 0{,}57 \cdot 10^{-3}$ Pa·s — vîscozitatea dinamică a apei la 47,5°C (tab. VI).

$\rho = 989$ kg/m³ — densitatea apei la 47,5°C (tab. XXXIX).

Valoarea Re ≫ 10 000. Coeficientul parţial de transmitere a căldurii se determină din nomograma (fig. XII), construită după formula (4-17)

$$\text{Nu} = 0{,}021 \cdot \varepsilon_l \cdot \text{Re}^{0{,}8} \cdot \text{Pr}^{0{,}43} \cdot \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_p}\right)^{0{,}25}$$

Aici $\varepsilon_l = 1$ pentru $\frac{L}{d} = \frac{2\,000}{35} = 57$ (tab. 4-3) $\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_p} = \frac{3{,}74}{1{,}85} = 2{,}02$

în care Pr = 3,74 la 47,5°C şi $\text{Pr}_p = 1{,}85$ la $t_p = 95°C$ (tab. XXXIX).

Din nomogramă găsim Nu = 300, de unde :

$$\alpha = \frac{\text{Nu} \cdot \lambda}{d} = \frac{300 \cdot 0{,}643}{0{,}035} = 5\,510 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}.$$

Aici $\lambda = 0{,}643$ W/(m·K) este coeficientul de conductivitate termică a apei la 47,5°C (tab. XXXIX).

Exemplul 4-14. Într-o ţeavă cu diametrul interior de 53 mm şi lungimea de 3 m se încălzeşte benzen. Temperatura peretelui ţevii este 70°C.

Viteza benzenului este 0,1 m/s. Temperatura medie a benzenului este 40°C. Să se găsească coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru benzen.

Rezolvare. Se determină criteriul Reynolds :

$$\text{Re} = \frac{w \cdot d\rho}{\eta} = \frac{0{,}1 \cdot 0{,}053 \cdot 858}{0{,}49 \cdot 10^{-3}} = 9\,300$$

Aici $\eta = 0{,}49 \cdot 10^{-3}$ Pa·s este vîscozitatea dinamică a benzenului la 40°C (fig. V) ; $\rho = 858$ kg/m³ este densitatea benzenului la 40°C [4-13].

Criteriul Re = 9 300, deci regimul este intermediar.

La valoarea Re = $9{,}3 \cdot 10^3$, se determină din graficul din figura 4-1 valoarea

$$\frac{\text{Nu}}{\text{Pr}^{0{,}43}\left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_p}\right)^{0{,}25}} = 30{,}9$$

în care : Pr = 7,4 şi $\text{Pr}_p = 6{,}6$ — criteriile Prandtl pentru benzen la 40 şi 70°C, conform figurii XIII.

După înlocuire se obţine :

$$\text{Nu} = 30{,}9 \cdot 7{,}4^{0{,}43}\left(\frac{7{,}4}{6{,}6}\right)^{0{,}25} = 75{,}2$$

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru benzen va fi :

$$\alpha = \frac{\text{Nu} \cdot \lambda}{d} = \frac{75{,}2 \cdot 0{,}15}{0{,}053} = 215 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}.$$

în care : $\lambda = 0{,}15$ W/(m·K) este coeficientul de conductivitate termică a benzenului la 40°C (fig. X).

Folosind formula (4-23) :

$$\text{Nu} = 0{,}008\text{Re}^{0{,}9}\text{Pr}^{0{,}43} = 0{,}008 \cdot 9\,300^{0{,}9} \cdot 7{,}4^{0{,}43} = 70{,}3.$$

$$\alpha = \frac{\text{Nu} \cdot \lambda}{d} = \frac{70{,}3 \cdot 0{,}15}{0{,}053} = 200 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}.$$

Exemplul 4-15. Prin spaţiul tubular al unui schimbător de căldură orizontal cu ţevi curge anilină cu temperatura medie de 120°C cu viteza de 0,03 m/s. Diametrul interior al ţevii este 20 mm iar lungimea 3 m. Temperatura medie a suprafeţei interioare a ţevilor este 110°C. Să se determine coeficientul parţial de transmitere a căldurii.

Rezolvare. Se determină criteriul Reynolds pentru temperatura medie a lichidului :

$$\text{Re} = \frac{w \cdot d\rho}{\eta} = \frac{0{,}03 \cdot 0{,}02 \cdot 933}{0{,}52 \cdot 10^{-3}} = 1\,075$$

în care : $\rho = 933$ kg/m³ — densitatea anilinei (tab. IV) ;

$\eta = 0{,}52 \cdot 10^{-3}$ Pa·s — vîscozitatea dinamică a anilinei (fig. V).

Regimul de curgere este laminar. Pentru a folosi diagrama din figura 4-2, se calculează criteriile Re şi Pr, la temperatura medie a stratului limită, egală cu $\frac{110+120}{2} = 115°C$:

$$Re = \frac{0{,}03 \cdot 0{,}02 \cdot 938}{0{,}55 \cdot 10^{-3}} = 1\,025:$$

$$Pr = 6 \text{ (fig. XIII)}$$

$$Re \cdot Pr \cdot \frac{d}{L} = 1\,025 \cdot 6 \cdot \frac{20}{3\,000} = 41.$$

Din figura 4-2 se determină valoarea aproximativă a criteriului Nusselt (Nu) fără a considera convecţia liberă. Pentru $Re \cdot Pr \cdot \frac{d}{L} = 41$ se găseşte pe linia *AA* $Nu' = 6{,}2$.

Pentru a determina influenţa convecţiei libere se calculează valoarea criteriului Grashof şi produsul 4ReNu'.

Se găseşte mărimea $\beta \cdot \Delta t$ din ecuaţia:

$$\beta \cdot \Delta t = \frac{v_2 - v_1}{v_1} = \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2} = \frac{943 - 933}{933} = 0{,}01075$$

în care $\rho_1 = 943$ şi $\rho_2 = 933$ kg/m³ — densitatea anilinei la 110 şi 120°C (tab. IV).

Criteriul Grashof:

$$Gr = \frac{d^3 \cdot \rho^2 \cdot \beta \cdot \Delta t \cdot g}{\eta^2} = \frac{0{,}02^3 \cdot 938^2 \cdot 0{,}01075 \cdot 9{,}81}{(0{,}55 \cdot 10^{-3})^2} = 24{,}5 \cdot 10^5$$

$$4Re\,Nu' = 4 \cdot 1\,025 \cdot 6{,}2 = 25{,}4 \cdot 10^3$$

Deoarece $Gr \gg 4\,ReNu'$, influenţa convecţiei libere este însemnată. Din curba 2 pentru ţevi orizontale (fig. 4-2) se găseşte valoarea efectivă a criteriului Nasselt Nu = 13.

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii*

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{13 \cdot 0{,}165}{0{,}02} = 107 \text{ W/(m}^2\text{K)}$$

În relaţia dată $\lambda = 0{,}165$ W/(mK) este coeficientul de conductivitate termică a anilinei la 115°C (fig. X).

Exemplul 4-16. Într-un schimbător de căldură multitubular vertical format din 61 ţevi cu diametrul 32×2,5 mm şi înălţimea de 1,25 m, prin ţevi trec 13 m³/h tetraclorură de carbon, cu temperatura medie de 50°C, temperatura suprafeţei interioare a peretelui fiind 24°C.

Să se determine coeficientul parţial de transmitere a căldurii a tetraclorurii de carbon la perete în două cazuri: a) tetraclorura de carbon trece prin ţevi de jos în sus, umplînd întreaga secţiune transversală a ţevilor; b) tetraclorura de carbon se scurge în jos sub formă peliculară pe suprafaţa interioară a ţevilor.

* Această valoare a coeficientului parţial ca şi a criteriului nu se poate considera ceva mai mică, deoarece în exemplul dat produsul Gr. Pr > 25·10⁵, ceea ce corespunde curbei 2 din figura 4-2.

Rezolvare. a) ţevi complet pline

Viteza de curgere a tetraclorurii de carbon va fi:

$$w = \frac{13}{3\,600 \cdot 61 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}027^2} = 0{,}103 \text{ m/s}$$

Criteriul Reynolds

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\eta} = \frac{0{,}103 \cdot 0{,}027 \cdot 1\,563}{0{,}7 \cdot 10^{-3}} = 6\,100$$

în care: $\rho = 1\,536$ kg/m³ — densitatea tetraclorurii de carbon, la 50°C (tab. IV);

$\eta = 0{,}7 \cdot 10^{-3}$ Pa·s — vîscozitatea dinamică a tetraclorurii de carbon la 50°C (fig. V) 2 300 < Re < 10 000.

Pentru regim intermediar, la $Re = 6{,}10 \cdot 10^3$ din graficul 4-1 găsim:

$$Nu = 21{,}0\, Pr^{0{,}43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25} = 21{,}0 \cdot 5{,}4^{0{,}43} \cdot \left(\frac{5{,}4}{6{,}6}\right)^{0{,}25} = 41{,}4$$

în care: Pr = 5,4 — pentru tetraclorură de carbon la 50°C (fig. XIII);

$Pr_p = 6{,}6$ — la 24°C.

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{41{,}4 \cdot 0{,}104}{0{,}027} = 159 \text{ W/(m}^2\text{K)}$$

în care: $\lambda = 0{,}104$ W/(m·K) — coeficientul de conductivitate termică a tetraclorurii de carbon la 50°C (fig. X).

b) scurgere peliculară:

În funcţie de regimul de curgere, coeficientul parţial se determină cu una din formulele (4-35) sau (4-36). În ambele formule valorile constantelor fizico-chimice trebuie luate la temperatura stratului limită, egală cu $\frac{50 + 24}{2} = 37°C$.

Vîscozitatea dinamică a tetraclorurii de carbon la această temperatură este $0{,}84 \cdot 10^{-3}$ Pa·s, iar densitatea 1 561 kg/m³ (tab.IV).

Criteriul Re:

$$Re = \frac{4G}{\pi \cdot d \cdot n \cdot \eta} = \frac{4 \cdot 13 \cdot 1\,561}{3\,600 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}027 \cdot 61 \cdot 0{,}84 \cdot 10^{-3}} = 5\,200$$

Curgerea peliculei este turbulentă. Se foloseşte formula (4-35):

$$Ga = \frac{H^3 \cdot \rho^2 \cdot g}{\eta^2} = \frac{1{,}25^3 \cdot 1\,561^2 \cdot 9{,}81}{0{,}84^2 \cdot 10^{-6}} = 66{,}1 \cdot 10^{12}$$

Din nomograma din figura XIII, la 37°C se găseşte Pr = 6.

Atunci:

$$Nu = 0{,}01(GaPrRe)^{1/3} = 0{,}01(66{,}1 \cdot 10^{12} \cdot 6 \cdot 5\,200)^{1/3} = 12\,700$$

De unde :

$$\alpha_{pel} = \frac{Nu \cdot \lambda}{H} = \frac{12\,700 \cdot 0{,}109}{1{,}25} = 1\,110\ W/(m^2K)$$

în care : $\lambda = 0{,}109$ W/(mK) — coeficientul de conductivitate termică a tetraclorurii de carbon la 37°C. Raportul :

$$\frac{\alpha_{pel}}{\alpha} = \frac{1\,110}{159} = 7$$

Astfel, în condițiile exemplului dat, coeficientul parțial de transformare a căldurii la scurgerea peliculară a tetraclorurii de carbon este de 7 ori mai mare decît același coeficient pentru cazul țevilor complet pline.

Exemplul 4-17. Un preîncălzitor de aer este dotat cu un fascicul tubular cu țevi decalate cu diametrul exterior 44,5 mm. Agentul de încălzire circulă prin țevi, iar aerul care se încălzește la presiune atmosferică spală țevile în direcția transversală sub un unghi de 90°. Să se găsească coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru aer dacă temperatura sa medie este 200°C. Viteza aerului în secțiunea țevilor este de 12 m/s.

Rezolvare. Se determină criteriul lui Reynolds :

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\eta} = \frac{12 \cdot 0{,}0445 \cdot 0{,}745}{0{,}026 \cdot 10^{-3}} = 15\,300$$

în care :

$$\rho = 1{,}29\,\frac{273}{473} = 0{,}745\ kg/m^3$$

$$\eta = 0{,}026 \cdot 10^{-3}\ Pa \cdot s\ (fig.\ VI)$$

După formula (2-29) :

$$Nu = 0{,}356 \cdot Re^{0,6} \cdot \varepsilon_\varphi = 0{,}356 \cdot 15\,300^{0,6} = 115$$

în care $\varepsilon_\varphi = 1$ (tab. 4-4).

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii va fi :

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{115 \cdot 0{,}0395}{0{,}0445} = 102\ W/(m^2 \cdot K)$$

în care $\lambda = 0{,}0395$ W/(m·K) este coeficientul de conductivitate termică a aerului la 200°C (tab. XXX).

Dacă preîncălzitorul ar fi prezentat șicane transversale în spațiul intertubular, atunci $\varepsilon_\varphi = 0{,}6$ și coeficientul parțial de transmitere a căldurii ar fi fost $\alpha = 0{,}6 \cdot 102 = 61$ W/(m²K) pentru aceeași viteză de curgere a aerului.

Exemplul 4-18. Alcoolul izopropilic se încălzește într-un rezervor în condițiile convecției libere cu apă fierbinte, trecută cu o pompă printr-un șir de țevi orizontale cu diametrul exterior de 30 mm. Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru alcoolul izopropilic, dacă temperatura sa medie este 60°C, iar temperatura medie a suprafeței exterioare a țevilor este 70°C.

Rezolvare. Coeficientul parțial de transmitere a căldurii la mișcarea liberă a lichidului în jurul unor țevi orizontale se calculează cu formula (4-40):

$$Nu = 0{,}5\ (Gr \cdot Pr)^{0,25}\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$$

Valorile constantelor ce intră în criteriul $Gr = \frac{d^3 \cdot \rho^2 \cdot \Delta t \cdot g \cdot \beta}{\eta^2}$ se găsesc în literatură [0—24, tab. 1] pentru temperatura determinantă 60°C :

$$\rho = 789\ kg/m^3$$

$$\eta = 0{,}8 \cdot 10^{-3}\ Pa \cdot s.$$

Mărimea $\beta \cdot \Delta t$ se găsește cu ecuația :

$$\beta \cdot \Delta t = \frac{v_{t2} - v_{t1}}{v_{t1}}$$

în care : v_{t2} este volumul specific al alcoolului izopropilic la 70°C ;

v_{t1} — volumul specific al alcoolului izopropilic la 60°C ;

Volumele specifice pot fi calculate cu ecuația :

$$v_t = v_0(1 + at + bt^2 + ct^3)$$

În literatură [0—24], pentru alcoolul izopropilic, se dau următoarele valori ale coeficienților (rotunjite) :

$$a = 1{,}043 \cdot 10^{-3};\quad b = 0{,}443 \cdot 10^{-6};\quad c = 2{,}73 \cdot 10^{-8}$$

Astfel :

$$\beta \cdot \Delta t = \frac{a(t_2 - t_1) + b(t_2^2 - t_1^2) + c(t_2^3 - t_1^3)}{1 + at_1 + bt_1^2 + ct_1^3} =$$

$$= \frac{1{,}043 \cdot 10^{-3}(70 - 60) + 0{,}443 \cdot 10^{-6}(70^2 - 60^2) + 2{,}73 \cdot 10^{-8}(70^3 - 60^3)}{1 + 1{,}043 \cdot 10^{-3} \cdot 60 + 0{,}443 \cdot 10^{-6} \cdot 60^2 + 2{,}73 \cdot 10^{-8} \cdot 60^3} = 0{,}0135.$$

Criteriul Grashof :

$$Gr = \frac{d^3 \cdot \rho^2 \cdot \beta \cdot \Delta t \cdot g}{\eta^2} = \frac{0{,}03^3 \cdot 789^2 \cdot 0{,}0135 \cdot 9{,}81}{(0{,}8 \cdot 10^{-3})^2} = 3{,}46 \cdot 10^6$$

Din nomograma din figura XIII se găsește pentru alcoolul izopropilic :

la 60°C — Pr = 19

la 70°C — $Pr_p = 16{,}5$

Urmează că :

$$Nu = 0{,}5(GrPr)^{0,25}\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} = 0{,}5(3{,}46 \cdot 10^6 \cdot 19)^{0,25}\left(\frac{19}{16{,}5}\right)^{0,25} = 46{,}4$$

Coeficientul de conductivitate termică al alcoolului izopropilic la 60°C se găsește cu formula (4-8) :

$$\lambda_t = \lambda_0[1 - \varepsilon(t - 0)] = 0,154[(1 - 1,4 \cdot 10^{-3} \cdot 60)] = 0,141 \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$$

în care $\lambda_0 = 0,154$ W/(m·K) — coeficientul de conductivitate termică al alcoolului izopropilic la 0°C [0—24] ;

$\varepsilon = 1,4 \cdot 10^{-3}$ (se ia ca pentru alcool propilic).

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii :

$$\alpha = \frac{\text{Nu} \cdot \lambda}{d} = \frac{46,4 \cdot 0,141}{0,03} = 218 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Exemplul 4-19. Să se determine coeficientul parțial și coeficientul total de transmitere a căldurii într-un evaporator de alcool etilic care se încălzește cu abur ($P_{abs} = 3$ at).

Alcoolul fierbe în volum mare la presiune atmosferică. Aburul saturant condensează în interiorul unor țevi orizontale cu diametrul 51×3 mm și lungimea de 1,6 m. Se va lua în considerație rezistența termică a peretelui cu depuneri.

Rezolvare. Temperatura de fierbere a alcoolului etilic este 78,4°C. Temperatura de condensare a aburului saturant 132,9°C (tab. LVII).

Diferența medie de temperatură :

$$\Delta t_{med} = 132,9 - 78,4 = 54,5°\text{C} = 54,5 \text{ K}$$

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru aburul saturant ce condensează în interiorul țevilor orizontale se găsește cu ecuația (4-50) :

$$\alpha_a = 1,36 A q^{0,5} L^{0,35} d^{-0,25} = 1,36 \cdot 7,5 \cdot 1,6^{0,35} \cdot 0,045^{-0,25} \cdot q = 26,1 q^{0,5}$$

în care $A = 7,5$, conform figurii 4-9 la $t = 132,9$°C.

Coeficientul parțial pentru alcoolul etilic în fierbere se determină cu ecuația (4-51) :

$$\alpha_{ae} = b\left(\frac{\lambda^2 \cdot \rho_l}{\eta \cdot \sigma \cdot T_f}\right)^{1/3} \cdot q^{2/3}$$

Constantele fizico-chimice ale alcoolului etilic la 78,4°C sînt :

$\lambda = 0,167$ W/(m·K) — fig. X

$\eta = 0,45 \cdot 10^{-3}$ Pa·s — fig. V

$\rho_l = 735$ kg/m³ — tab. IV

$$\rho_a = \frac{46 \cdot 273}{22,4 \cdot 351,5} = 1,6 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma = (\sigma_0 - 0,092t) \cdot 10^{-3} = (24,1 - 0,092 \cdot 78,4) \cdot 10^{-3} =$$

$$= 0,0169 \text{ N/m (tab. XXII)}$$

Valoarea coeficientului $b = 0,0885$ se găsește din fig. 4-11 la $\frac{\rho_l}{\rho_a} = \frac{735}{1,6} = 400$.

Coeficientul parțial pentru alcool etilic :

$$\alpha_{ae} = 0,0885\left(\frac{0,167^2 \cdot 735}{0,45 \cdot 10^{-3} \cdot 0,0169 \cdot 351,5}\right)^{1/3} q^{0,67} = 1,74 q^{0,67}$$

Suma rezistențelor termice ale peretelui de oțel și depunerilor (tab. XXVIII și XXXI) :

$$\Sigma r_p = \frac{\delta}{\lambda_p} + r_{d1} + r_{d2} = \frac{0.003}{46,5} + \frac{1}{5\,800} + \frac{1}{5\,800} = 0,00041 \text{ m}^2\text{K/W}.$$

Întrucît la țevile cu diametrul 51×3 mm raportul $\frac{d_i}{d_e} > 0,5$ pentru calculul coeficientului total de transmitere a căldurii K se folosește ecuația (4-64) pentru pereți plani.

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_s} + \Sigma r_p + \frac{1}{\alpha_{ae}}} = \frac{1}{\frac{1}{26,1 \cdot q^{0,5}} + 0,00041 + \frac{1}{1,74 \cdot q^{0,67}}}$$

Conform ecuației (4-63) se găsește :

$$q = K \cdot \Delta t_{med} = \frac{1}{0.0384^{-0,5} + 41 \cdot 10^{-5} + 0,575^{-0,67}} \cdot 54,5$$

Se obține ecuația :

$$0,0384 \cdot q^{0,5} + 41 \cdot 10^{-5} \cdot q + 0,575 \cdot q^{0,33} - 54,5 = 0$$

Această ecuație se rezolvă grafic, dînd valori lui q* (tab. 4-7, în care y reperzintă partea stîngă a ecuației).

După datele din tab. 4-7 se construiește graficul (fig. 4-17) din care la $y = 0$ se găsește $q = 57\,300$ W/m².

Coeficientul total de transmitere a căldurii :

$$K = \frac{q}{\Delta t_{med}} = \frac{57\,300}{54,5} = 1\,050 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Tabelul 4-7

q	$q^{0,5}$	$q^{0,33}$	y
60 000	245	38,6	1.7
50 000	224	36,4	−4.5
55 000	235	37,5	−1.4

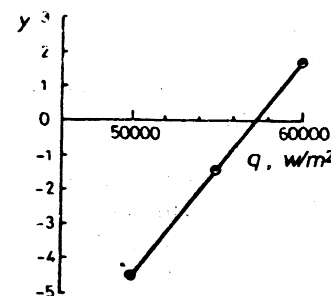


Fig. 4-17. Schița la exemplul 4-19.

* Pentru a determina ordinul de mărime al mărimii căutate q, se consideră orientativ după datele din tabelul 4-7 valoarea lui $K \approx 1\,200$ W/(m²·K) ; în acest caz $q = K \cdot \Delta t_{med} \approx$ 65 000 W/m².

Revenind găsim coeficienţii parţiali:

$$\alpha_a = 26{,}1 \cdot q^{0,5} = 26{,}1 \cdot 57\,300^{0,5} = 6\,230 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

$$\alpha_{ae} = 1{,}74 \cdot q^{0,67} = 1{,}74 \cdot 57\,300^{0,67} = 2\,680 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

Verificarea:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{6\,230} + 41 \cdot 10^{5} + \frac{1}{2\,680}} = 1\,060 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

Pentru comparaţie se dă coeficientul parţial la fierberea alcoolului etilic cu formula aproximativă (4-55) la $p = 1$ ata şi $\varphi = 0{,}45$.

$$\alpha_a = 2{,}72 \cdot \varphi \cdot p^{0,4} \cdot q^{0,7} = 2{,}72 \cdot 0{,}45 \cdot 57\,300^{0,7} = 2\,620 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

valoare apropiată celei găsite mai sus.

Verificăm mărimea încărcării termice specifice q_{cr1} cu ecuaţia (4-54)

$$q_{cr1} = 0{,}41 \cdot r \sqrt{\rho_a} \sqrt[4]{\sigma \cdot g \cdot \rho_1} =$$

$$= 0{,}14 \cdot 849 \cdot 10^{3} \cdot 1{,}6^{0,5} (0{,}0169 \cdot 9{,}81 \cdot 735)^{0,25} = 497\,000 \text{ W/m}^2$$

în care $r = 849 \cdot 10^3$ J/kg — căldura latentă de vaporizare a alcoolului etilic (tab. XLV).

Încărcarea termică specifică în evaporator în exemplul dat este mult mai mică decît cea critică.

Exemplul 4-20. În ţevile unui evaporator cu înălţimea de 4 m fierbe sub vid de 0,64 at la temperatura medie de 80°C o soluţie 20% de sulfat de amoniu. Aburul saturant are presiunea de 1,1 ata. Să se determine încărcarea termică specifică. Se va ţine seama de rezistenţa termică a peretelui de oţel (δ = 2 mm) şi a depunerilor.

Rezolvare.

Constantele fizico-chimice ale soluţiei 20% de sulfat de amoniu la 80°C sînt [5-2]:

$\lambda_s = 0{,}445 \cdot 1{,}16 = 0{,}517$ W/(m·K);

$\rho_s = 1\,051$ kg/m³;

$\eta_s = 41 \cdot 10^{-6} \cdot 9{,}81 = 0{,}402 \cdot 10^{-3}$ Pa·s;

$\sigma_s = 65{,}3 \cdot 10^{-3}$ N/m (considerînd aceeaşi variaţie a lui cu temperatura ca şi a apei);

$$\rho_v = \frac{18 \cdot 273 \cdot 0{,}36}{22{,}4 \cdot 353} = 0{,}224 \text{ kg/m}^3.$$

Temperatura de condensare a aburului saturant este $t_c = 101{,}7$°C (tab. LVII).

Diferenţa medie de temperatură este:

$$\Delta t_{med} = 101{,}7 - 80 = 21{,}7\text{°C} = 21{,}7\text{K}$$

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru aburul saturant care condensează se găseşte cu relaţia (4-43, *a*):

$$\alpha_v = 1{,}21 \cdot \lambda_c \cdot \left(\frac{\rho_c^2 \cdot r \cdot g}{\eta_c \cdot H}\right)^{1/3} \cdot q^{-1/3} = 1{,}21 \cdot 0{,}683 \cdot \left(\frac{975^2 \cdot 2\,257 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81}{0{,}278 \cdot 10^{-3} \cdot 4}\right)^{1/3} \cdot q^{-1/3} =$$

$$= 2{,}17 \cdot 10^{5} \cdot q^{-0,33}.$$

Constantele fizico-chimice ale condensatului sînt luate din tab. XXXIX.

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru soluţia în fierbere se calculează cu relaţia (4-51):

$$\alpha_s = b \cdot \left(\frac{\lambda_s^2 \cdot \rho_s}{\eta_s \cdot \sigma_s \cdot T_f}\right)^{1/3} \cdot q^{2/3} = 0{,}078 \cdot \left(\frac{0{,}517^2 \cdot 1\,051}{0{,}402 \cdot 10^{-3} \cdot 65{,}3 \cdot 10^{-3} \cdot 353}\right)^{1/3} \cdot q^{2/3} = 2{,}43 \cdot q^{0,67}$$

în care valoarea coeficientului $b = 0{,}078$ s-a determinat pentru $\frac{\rho_s}{\rho_v} = \frac{1\,051}{0{,}224} = 4\,700$, conform formulei (4-52):

$$b = 0{,}075 \cdot \left[1 + 10\left(\frac{\rho_s}{\rho_v} - 1\right)^{-2/3}\right]$$

Suma rezistenţelor termice ale peretelui şi depunerilor (tab. XXVIII şi XXXI):

$$\Sigma r_p = \frac{\delta_p}{\lambda_p} + \frac{1}{r_{d_1}} + \frac{1}{r_{d_2}} = \frac{0{,}002}{46{,}5} + \frac{1}{5\,800} + \frac{1}{5\,800} = 3{,}88 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2\cdot\text{K/W}$$

Coeficientul total de transmitere a căldurii va fi:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_a} + \sum r_p + \frac{1}{\alpha_s}} = \frac{1}{\frac{1}{2{,}17 \cdot 10^5 \cdot q^{-0,33}} + 3{,}88 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2{,}43 \cdot q^{0,67}}}$$

Încărcarea termică specifică:

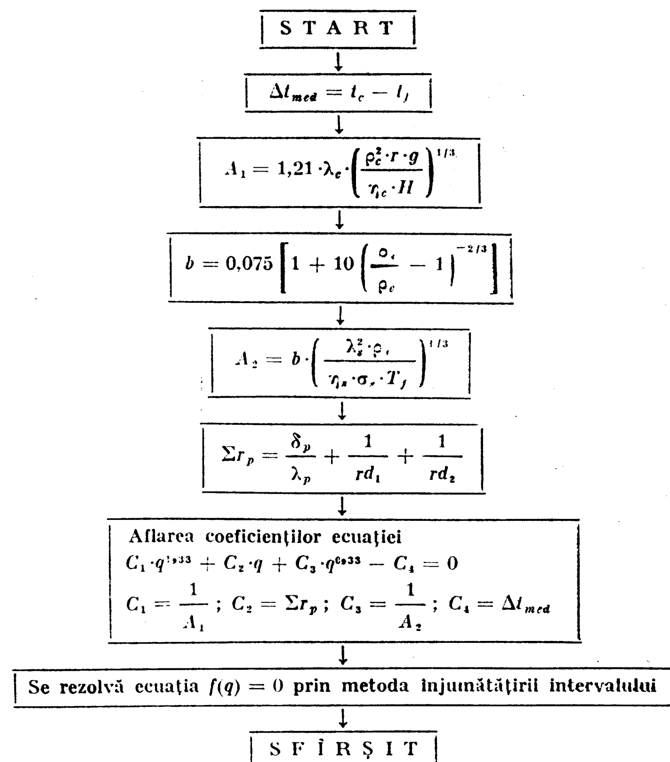
$$q = K \cdot \Delta t_{med} = \frac{21{,}7}{0{,}461 \cdot 10^{-5} \cdot q^{0,33} + 3{,}88 \cdot 10^{-4} + 0{,}412 \cdot q^{-0,67}}$$

De aici se obţine:

$$0{,}461 \cdot 10^{-5} \cdot q^{1,33} + 3{,}88 \cdot 10^{-4} \cdot q + 0{,}412 \cdot q^{0,33} - 21{,}7 = 0$$

Rezolvînd grafic această ecuaţie (vezi ex. 4-19) găsim: $q = 20\,500$ W/m².

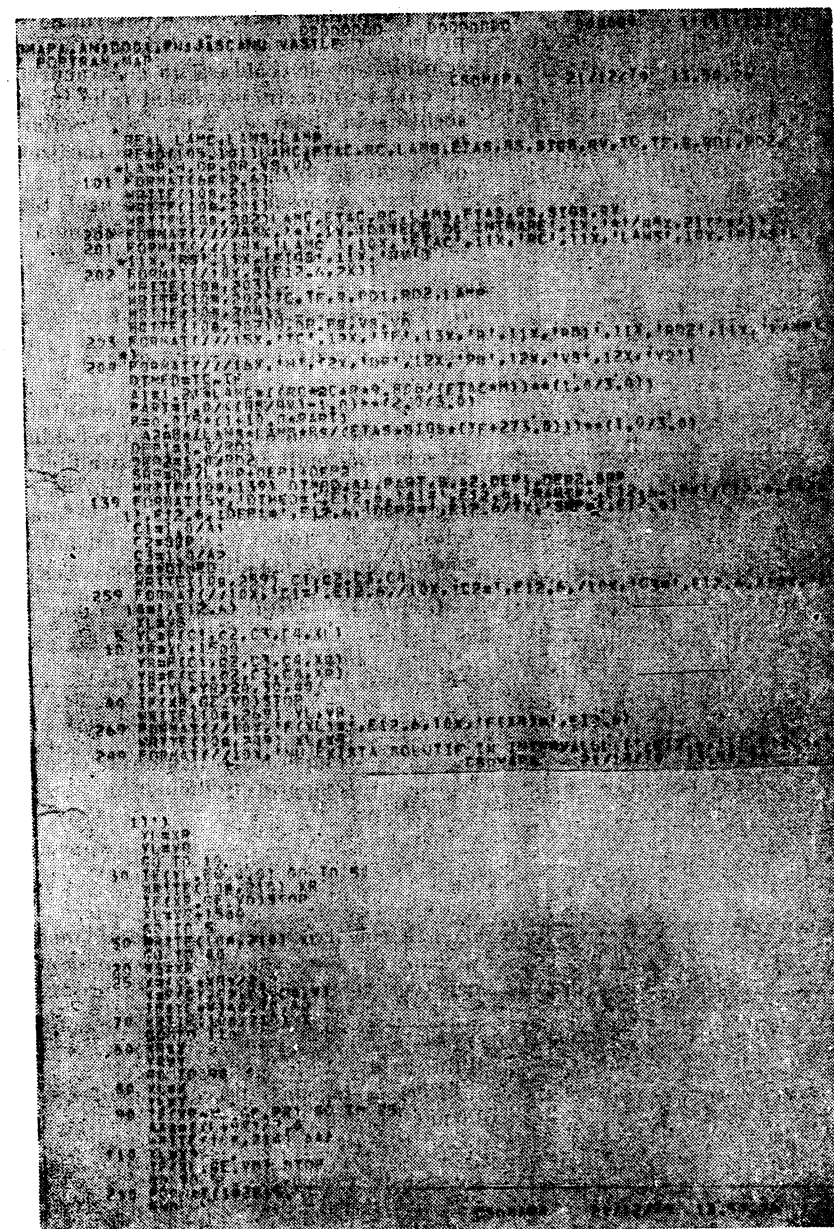
Schema logică de calcul este următoarea :



Tabelul identificatorilor se dă mai jos (tab. 4-8).

Tabelul 4-8

Mărimea	Identificatorul	Mărimea	Identificatorul
λ_c	LAMC	r	R
η_c	ETAC	rd_1	RD1
ρ_c	RC	rd_2	RD2
λ_s	LAMS	λ_p	LAMP
η_s	ETAS	H	H
ρ_s	RS	δ_p	DP
σ_s	SIGS	Precizia	PR
ρ_v	RV	Valoarea maximă	VD
t_c	TC	Valoarea minimă	VS
t_f	TF		



Exemplul 4-21. Să se determine suprafaţa de schimb de căldură a unui schimbător de căldură în contracurent, în care se răceşte un lichid (ulei de absorbţie) în debit de 3 t/h, de la 100 la 25°C, cu un lichid rece, care se încălzeşte de la 20 la 40°C.

Este cunoscut că, coeficientul total de transmitere a căldurii se schimbă cu temperatura uleiului astfel:

T, °C	100	80	60	40	30	25
K, W/(m²·K)	354	350	342	308	232	166

Căldura specifică a uleiului este $1{,}67\cdot10^3$ J/kg·K.

Rezolvare. Din condiţia enunţului, coeficientul total de transmitere a căldurii se schimbă mult în lungul suprafeţei de schimb termic; de aceea diferenţa medie logaritmică de temperatură nu se poate folosi. Se va folosi ecuaţia transmiterii căldurii sub formă diferenţială:

$$G_c c_c \mathrm{d}t = -K(T-t)\mathrm{d}F, \text{ de unde:}$$

$$F = -G_c c_c \int_{T_i}^{T_f} \frac{\mathrm{d}T}{K(T-t)} = G_c c_c \int_{T_f}^{T_i} \frac{\mathrm{d}T}{K(T-t)}$$

T — temperatura lichidului cald;
t — temperatura lichidului rece;

Integrala $\int_{T_i}^{T_f} \frac{\mathrm{d}T}{K(T-t)}$ se rezolvă pe cale grafică.

În cele ce urmează se indică modul în care se găsesc datele, necesare pentru construirea graficului, avînd în ordonată $\frac{1}{K(T-t)}$ şi în abscisă temperatura lichidului cald.

De la început, din ecuaţia bilanţului termic

$$G_c c_c (T_i - T) = G_r c_r (t_f - t)$$

se găseşte raportul:

$$\frac{G_c c_c}{G_r c_r} = \frac{t_f - t_i}{T_i - T_f} = \frac{40-20}{100-25} = 0{,}267$$

Ca urmare:

$$t = t_f - \frac{G_c c_c}{G_r c_r}(T_i - T) = 40 - 0{,}267(100 - T)$$

Dîndu-se valori pentr T, se găsesc cu această ecuaţie temperaturile corespunzătoare pentru lichidul rece t. Datele obţinute se dau în tab. 4-9, date cu care s-a construit graficul (fig. 4-18).

Tabelul 4-9

T	t	$T-t$	K	$\frac{1}{K(T-t)}10$
100	40,0	60.0	354	0,47
80	34.7	45.3	350	0,63
60	29.3	30,7	342	0,95
40	24.0	16.0	308	2.30
30	21.3	8.7	232	4.96
25	20.0	5.0	166	12.07

Suprafaţa de sub curba

$$S = \int_{T_i=25}^{T_f=100} \frac{\mathrm{d}T}{K(T-t)}$$

se determină aproximativ cu formula

$$S = \frac{T_i - T_f}{n}\left(\frac{y_0 + y_n}{2} + y_1 + y_2 + \ldots + y_{n-1}\right)$$

Considerînd $n = 10$ se întocmeşte tabelul 4-10, luînd din grafic valoarea ordonatei y.

Cu datele din tab. 4-10 se găseşte

$$S = \frac{T_i - T_f}{n}\left(\frac{y_0 + y_n}{2} + \sum_1^{n-1} y\right) =$$

$$= \frac{100-25}{10}\left(\frac{12{,}07 + 0{,}47}{2} + 12{,}2\right)10^{-4} = 138\cdot10^{-4} \text{ m}^2\text{K/W}$$

Aria suprafeţei de schimb termic necesară

$$F = G_c c_c \int_{T_i}^{T_f} \frac{\mathrm{d}T}{K(T-t)} = \frac{3\,000}{3\,600} 1{,}67\cdot10^3\cdot138\cdot10^{-4} = 19{,}2 \text{ m}^2$$

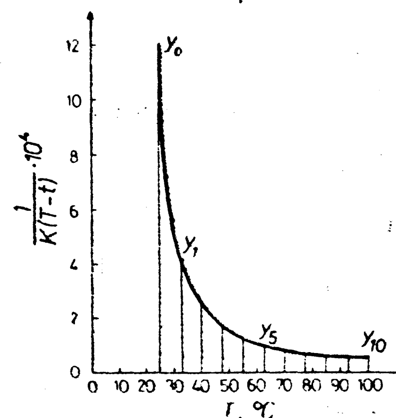


Fig. 4-18. Schiţa la exemplul 4-21.

Tabelul 4-10

T, °C	Punctul pe ordonată	$y = \frac{1}{K(T-t)}10^4$
25	0	12.07
32,5	1	3.85
40	2	2.30
47,5	3	1,60
55	4	1,13
62.5	5	0.85
70	6	0.74
77,5	7	0,65
85	8	0.58
92,5	9	0,50
100	10	0,47

Determinînd aria de sub curbă prin planimetrare se găsește $F = 18,9$ m^2. Pentru comparație se calculează aria suprafeței de schimb termic dacă se consideră constantă valoarea coeficientului total de transfer de căldură K (la temperatura medie) și se determină diferența medie logaritmică de temperatură :

$$\begin{array}{cc} 100 \rightarrow 25 \\ 40 \leftarrow 20 \\ \hline \Delta t_M = 60 & \Delta t_m = 5 \end{array}$$

$$\Delta t_{med} = \frac{60 - 5}{2,3 \lg \frac{60}{5}} = 22,2°C = 22,2 \text{ K}$$

Temperatura medie a lichidului care se răcește :

$$T_m = t_m + \Delta t_{med} = 30 + 22,2 = 52,2°C$$

La această temperatură $K = 329$ W/(m^{2}K).
Fluxul termic transmis :

$$Q = \frac{3\,000}{3\,600} 1,67 \cdot 10^3 (100 - 25) = 104\,500 \text{ W}$$

Suprafața de schimb termic a schimbătorului de căldură va fi :

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{med}} = \frac{104\,500}{329 \cdot 22,2} = 14,3 \text{ m}^2$$

Exemplul 4-22. Să se determine pierderile de căldură prin radiație ale suprafeței exterioare a unui aparat din oțel, de formă cilindrică, care se găsește într-o încăpere ai cărei pereți sînt vopsiți cu vopsea de ulei. Dimensiunile aparatului : $H = 2$ m, $D = 1$ m. Dimensiunile încăperii : înălțime 4 m, lungime 10 m, lățime 6 m. Temperatura peretelui aparatului este 70°C, iar a aerului din încăpere 20°C.

Să se determine, de asemenea, pierderile totale de căldură ale aparatului prin radiație și convecție.

Rezolvare :

Pierderile de căldură prin radiație se determină cu relațiile (4-56) și (4-57) :

$$Q_r = C_{1-2} F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]$$

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_0}\right)\frac{F_1}{F_2}}$$

În cazul analizat :

$T_1 = 273 + 70 = 343$ K
$T_2 = 273 + 20 = 293$ K
$F_1 = \pi \cdot DH + 2 \cdot 0,785 D^2 = 3,14 \cdot 1 \cdot 2 + 2 \cdot 0,785 \cdot 1^2 = 7,85$ m^2
$F_2 = 2(4 \cdot 6 + 4 \cdot 10 + 6 \cdot 10) = 248$ m^2

Întrucît $F_2 \gg F_1$, coeficientul redus de radiație $C_{1-2} \approx C_1$.

Din datele tab. XXIV se găsește pentru oțel oxidat valoarea medie a coeficientului de emisie $\varepsilon = 0,85$. Ca urmare, $C_1 = 5,7 \cdot 0,85 = 4,84$ W/(m^{2}K).

Pierderile de căldură prin radiație :

$$Q_r = C_1 F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right] = 4,84 \cdot 7,85(3,43^4 - 2,93)^4 = 2\,490 \text{ W}$$

Pierderile totale de căldură prin convecție și radiație se găsesc cu formula:

$$Q = \alpha \cdot F_1 \cdot (t_p - t_a)$$

unde :

α — coeficientul total de transmitere a căldurii prin convecție și radiație, care se calculează cu relația (4-61) :

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \cdot \Delta t = 9,74 + 0,07(70 - 20) = 13,2 \text{ W/(m}^2\text{K)}$$

Pierderile totale de căldură ale aparatului :

$$Q = 13,2 \cdot 7,85(70 - 20) = 5\,200 \text{ W}$$

Exemplul 4-23. Să se determine grosimea stratului de izolație a aparatului a cărui temperatură la interior este 154°C. Se folosește ca material izolant sovelitul. Temperatura suprafeței exterioare a izolației nu trebuie să depășească 40°C.

Rezolvare.

Se consideră temperatura aerului înconjurător $t_0 = 20$°C și se determină coeficientul total de transfer de căldură prin radiație și convecție cu relația (4-61) :

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \cdot \Delta t = 9,74 + 0,07(40 - 20) = 11,1 \text{ W/(m}^2\text{K)}$$

Fluxul termic unitar :

$$q = \alpha \cdot (t_p - t_0) = 11,1(40 - 20) = 222 \text{ W/m}^2$$

Făcînd aproximarea că toată rezistența termică este datorată stratului izolator se poate scrie :

$$q = K(t_i - t_0) \cong \frac{\lambda}{\delta}(t_i - t_0)$$

de unde grosimea izolației :

$$\delta = \frac{\lambda}{q}(t_i - t_0) = \frac{0,0098}{222}(154 - 20) = 0,059 \text{ m}$$

în care $\lambda = 0,098$ W/(m·K) reprezintă coeficientul de conductibilitate termică a sovelitului (tab. XXVIII).

Exemplul 4-24.

1 400 kg toluen la 105°C se găsesc într-un rezervor prevăzut cu o serpentină prin care circulă apă de răcire. Aria suprafeței de schimb termic a serpentinei este 3,2 m^2. Apa intră în serpentină cu temperatura de 13°C.

Cît timp este necesar pentru răcirea toluenului pînă la 25°C, dacă se consideră valoarea coeficientului total de transfer termic constantă și egală cu 255 W/(m²·K) ? Să se determine și debitul apei de răcire.

Rezolvare.

Rezolvarea problemei în procesul nestaționar de răcire a lichidului s-a expus în [0—1].

Se cunosc : $t_{1i} = 105°C$; $t_{1f} = 25°C$; $t_{2i} = 13°C$.

Considerînd $t_{2f} = 18°C$ se determină constanta A pentru întregul proces de răcire

$$A = \frac{t_{1f} - t_{2i}}{t_{1f} - t_{2f}} = \frac{25 - 13}{25 - 28} = 1{,}715$$

Din ecuația

$$\frac{KF}{W_2} = 2{,}3 \lg A$$

în care $W_2 = G_a \cdot c_a$, se găsește debitul de apă :

$$G_a = \frac{KF}{2{,}3 \lg A \; c_a} = \frac{255 \cdot 3{,}2}{2{,}3 \lg 1{,}715 \cdot 4\,190} = 0{,}362 \text{ kg/s sau } 1\,300 \text{ kg/h}$$

Durata răcirii τ se găsește cu relația :

$$\tau = -\frac{W_1}{W_2} 2{,}3 \lg \frac{t_{1f} - t_{2i}}{t_{1i} - t_{2i}} \frac{A}{A-1} =$$

$$= -\frac{1400 \cdot 1{,}8 \cdot 10^3}{0{,}362 \cdot 4\,190} 2{,}3 \lg \frac{25-13}{105-13} \cdot \frac{1{,}715}{0{,}715} = 8{,}09 \cdot 10^5 \text{ s sau } 2{,}25 \text{ h}$$

în care

$$W_1 = G_t \cdot c_t = 1\,400 \cdot 1{,}8 \cdot 10^3 \text{ J/K}$$

$c_t = 1{,}8 \cdot 10^3$ J/(kg·K) — căldura specifică a toluenului la temperatura medie 65°C (fig. XI).

Exemplul 4-25. Zeolitul NaX se supune desorbției — încălzirii în curent de aer cald într-un aparat cu funcționare continuă cu strat de zeolit în suspensie. Temperatura medie a aerului este 190°C. Zeolitul vine în aparat cu temperatura inițială de 20°C. Diametrul granulelor de zeolit este de 4 mm, densitatea zeolitului 1 100 kg/m³, căldura specifică 870 J/(kg·K), coeficientul de conductivitate termică 0,24 W/(m·K). Raportul dintre viteza aerului și viteza critică (de fluidizare) este 4.

Să se determine timpul necesar pentru încălzirea granulelor de zeolit de la 20°C la temperatura de 185°C.

Rezolvare.

Încălzirea granulelor de zeolit reprezintă un proces de conducție în regim nestaționar printr-un corp solid.

Rezolvarea ecuației conducției nestaționare (considerînd caracteristicile termofizice ale corpului care se încălzește constante)

$$a \cdot \nabla^2 t = \frac{\partial t}{\partial \tau}$$

împreună cu condițiile inițiale și la limită [4—5] conduce la ecuația

$$\frac{t_f - t_i}{t_{0,m} - t_i} = f(\text{Bi, Fo})$$

la care membrul II este o funcție compusă de criteriile Biot (Bi) și Fourier (Fo).

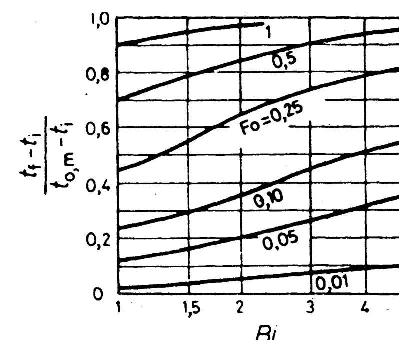


Fig. 4-19. Schița la exemplul 4-25.

Pentru granule cu formă sferică de rază R

$$\text{Bi} = \frac{\alpha \cdot R}{\lambda_s} ; \quad \text{Fo} = \frac{a \cdot \tau}{R^2} = \frac{\lambda_s \cdot \tau}{c_s \cdot \rho_s \cdot R^2}$$

In ultimele ecuații :

t_i, t_f, $t_{0,m}$ — temperatura inițială și finală a corpului care se încălzește ; temperatura mediului înconjurător ;

α — coeficientul de transfer de căldură pentru convecție de la mediul înconjurător la suprafața corpului care se încălzește ;

λ_s, c_s, ρ_s — coeficientul de conductibilitate termică, căldura specifică și densitatea corpului solid.

În figura 4-19 se dă un grafic al ecuației (a) pentru sfere [4—1, 4—11].

Se determină coeficientul α de transfer de căldură prin convecție de la aer la suprafața granulei de zeolit din stratul în suspensie.

Se calculează valoarea criteriului lui Arhimede cu ecuația (3-3) :

$$\text{Ar} = \frac{d^3 \cdot \rho_s \cdot \rho_m \cdot g}{\eta_m^2} = \frac{0{,}004^3 \cdot 1\,100 \cdot 0{,}763 \cdot 9{,}81}{25{,}7^2 \cdot 10^{-12}} = 8 \cdot 10^5$$

unde :

$\rho_m = 0{,}763$ kg/m³ și $\eta_m = 25{,}7 \cdot 10^{-6}$ Pa·s — densitatea și vîscozitatea dinamică a mediului (aerului) la 190°C [4-1)].

În graficul din figura 3-8 se găsește pentru Ar $= 8 \cdot 10^5$ și $\varepsilon = 0{,}4$ valoarea criteriului lui Liașcenko $\text{Li}_{cr} = 2{,}75$.

Din ecuația (3-4, *a*) se determină viteza critică de fluidizare :

$$w_{cr} = \sqrt[3]{\frac{\text{Li}_{cr} \cdot \eta_m \cdot g \cdot \rho_s}{\rho_m^2}} = \sqrt[3]{\frac{2{,}75 \cdot 25{,}7 \cdot 10^{-6} \cdot 9{,}81 \cdot 1\,100}{0{,}763^2}} = 1{,}09 \text{m/s}$$

Viteza de lucru a aerului (raportată la întreaga secțiune transversală a aparatului) :

$$w = A w_{cr} = 4{,}36 \text{ m/s}$$

La această viteză criteriul lui Liaşcenko va fi:

$$Li = \frac{w^3 \cdot \rho_m^2}{\eta_m \cdot \rho_s \cdot g} = \frac{4{,}36^3 \cdot 0{,}763^2}{25{,}7 \cdot 10^{-6} \cdot 1\,100 \cdot 9{,}81} = 174$$

Din figura 3-8 pentru $Ar = 8 \cdot 10^5$ se găseşte porozitatea stratului în suspensie $\varepsilon = 0{,}67$.

Criteriul lui Reynolds pentru curentul de aer:

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho_m}{\varepsilon \cdot \eta_m} = \frac{4{,}36 \cdot 0{,}004 \cdot 0{,}763}{0{,}67 \cdot 25{,}7 \cdot 10^{-6}} = 773$$

Se determină criteriul Nu cu ecuaţia dată în [0-1]

$$Nu = 0{,}4Re^{0,67}\, Pr^{0,33} = 0{,}4 \cdot 773^{0,67} \cdot 0{,}681^{0,33} = 30{,}2$$

Coeficientul parţial de transfer termic prin convecţie de la aer la suprafaţa granulelor:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda_m}{d} = \frac{30{,}2 \cdot 0{,}0385}{0{,}001} = 290 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

în care: $\lambda_m = 0{,}0385$ W/(m·K) — coeficientul de conductibilitate termică a aerului la 190°C [4-1].

Criteriul lui Biot:

$$Bi = \frac{\alpha \cdot R}{\lambda_s} = \frac{290 \cdot 0{,}002}{0{,}24} = 2{,}42$$

Simplexul diferenţei de temperatură:

$$\frac{t_f - t_i}{t_{a,m} - t_i} = \frac{185 - 20}{190 - 20} = 0{,}97$$

Cu aceste date găsim în graficul din figura 4-19 valoarea criteriului lui Fourier, $Fo = 1$, din care se poate determina timpul de încălzire a granulelor de zeolit:

$$\tau = \frac{Fo_{cr} \cdot \rho_s \cdot R^2}{\lambda_s} = \frac{1 \cdot 870 \cdot 1\,100 \cdot 0{,}002^2}{0{,}24} \simeq 16 \text{ s}$$

4.3. PROBLEME

4-1. De cîte ori creşte rezistenţa termică a peretelui unei serpentine de oţel cu diametrul 38 × 2,5 mm, dacă se acoperă cu un strat de email cu grosimea de 0,5 mm?

Se va considera peretele plan. Coeficientul de conductivitate termică a emailului este 1,05 W/(m·K).

4-2. O conductă de abur cu lungimea de 40 m, cu diametrul 51 × 2,5 mm este acoperită cu un strat izolator cu grosimea de 30 mm; temperatura suprafeţei exterioare a izolaţiei $t_2 = 45$°C, iar a celei interioare $t_1 = 175$°C. Să se determine cantitatea de căldură pierdută în timp de o oră. Coeficientul de conductivitate termică a izolaţiei $\lambda = 0{,}116$ W/(m·K).

4-3. O conductă de oţel cu diametrul 60 × 3 mm izolată cu un strat de plută cu grosimea de 30 mm, iar peste acesta un strat de sovelit (85% oxid de magneziu +15% azbest) cu grosimea de 40 mm. Temperatura peretelui ţevii este −110°C, iar a suprafeţei exterioare a izolaţiei 10°C. Să se calculeze pierderea orară de frig pe metru liniar de conductă.

4-4. Cum se modifică pierderea de frig în condiţiile problemei anterioare, dacă stratul interior este de sovelit ($\delta = 40$ mm), iar stratul exterior din plută ($\delta = 30$ mm)?

4-5. Să se găsească temperatura suprafeţei interioare a zidăriei unei autoclave (fig. 4-20), dacă temperatura la suprafaţa ei exterioară este 35°C. Grosimea zidăriei este de 260 mm. Un termometru introdus la adîncimea de 50 mm de la suprafaţa exterioară indică temperatura de 70°C.

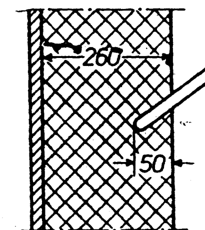


Fig. 4-20. Schiţa la problema 4-5.

4-6. Să se calculeze coeficienţii de conductivitate termică pentru: a) cloroform lichid la $t = 20$°C; b) bioxid de sulf la $t = 160$°C şi $p = 1$ at; c) soluţie apoasă de clorură de calciu 30%, a cărei căldură specifică este $2{,}72 \cdot 10^3$ J/(kg·K).

4-7. Trebuie supuse evaporării 1 600 kg/h lichid cu temperatura de fierbere $t = 137$°C şi care intră în evaporator la această temperatură. Căldura latentă de evaporare a lichidului este $r = 377 \cdot 10^3$ J/kg.

Temperatura aburului de încălzire nu trebuie să fie mai mică de 150°C. Să se determine debitul de abur pentru încălzire: a) saturant cu $p = 4$ at; b) supraîncălzit pînă la 250°C, $p = 3$ at. Căldura specifică a aburului supraîncălzit este $2{,}14 \cdot 10^3$ J/(kg·K).

Reprezentaţi procesul modificării stării aburului de încălzire pe diagrama $T-S$. Condensatul aburului de încălzire se elimină la temperatura de condensare.

4-8. Pînă la ce temperatură se vor încălzi 2 t soluţie de clorură de calciu, dacă cantitatea de abur de încălzire ($p_{abs} = 2$ at) în 2,5 ore este 200 kg iar cantitatea de căldură pierdută în mediul înconjurător este în medie 2 030 W? Temperatura iniţială a soluţiei este 10°C. Căldura specifică a soluţiei este $2{,}5 \cdot 10^3$ J/(kg·K).

4-9. Să se determine cantitatea de căldură transmisă într-un condensator în contracurent, în care condensează 850 kg/h vapori de sulfură de carbon la presiune atmosferică. Vaporii de sulfură de carbon vin în condensator cu temperatura de 90°C. Sulfura de carbon lichidă părăseşte condensatorul la o temperatură cu 8°C mai mică decît temperatura de condensare. Căldura specifică a vaporilor de sulfură de carbon este $0{,}67 \cdot 10^3$ J/(kg·K).

4-10. Într-un condensator în contracurent intră 120 kg/h vapori saturanţi de bioxid de carbon la presiunea $p_{abs} = 60$ at. Bioxidul de carbon lichid iese din condensator la aceeaşi presiune şi la temperatura de condensare. Diferenţa minimă de temperatură dintre bioxidul de carbon şi apă în condensator fiind de 5 grade, să se determine debitul necesar de apă, considerînd că aceasta intră în condensator cu temperatura de 10°C.

4-11. 1 930 kg/h alcool butilic trebuie răcite de la 90 pînă la 50°C într-un schimbător de căldură în contracurent cu aria suprafeţei de schimb termic de 6 m². Răcirea se face cu apă, a cărei temperatură iniţială este 18°C. Coeficientul total de transmitere a căldurii este 230 W/(m²·K); diferenţa medie de temperatură se va considera cea aritmetică. Cîţi m³ de apă sînt necesari orar pentru realizarea răcirii alcoolului butilic?

4-12. O soluţie concentrată fierbinte iese dintr-un evaporator cu temperatura de 106°C şi se utilizează pentru preîncălzirea pînă la 50°C a soluţiei reci diluate, care intră la evaporare cu temperatura de 15°C. Soluţia concentrată se răceşte pînă la 60°C. Să se determine diferenţa medie de temperatură pentru cazul cînd preîncălzirea se face în contracurent şi în echicurent.

4-13. Într-un schimbător de căldură multitubular cu 4 treceri în spaţiul tubular şi o trecere în spaţiul intertubular (fig. 4-21) se răceşte toluen de la 106 la 30°C cu ajutorul apei. Apa, care circulă prin ţevi, se încălzeşte de la 11 la 24°C. Să se determine diferenţa medie de temperatură a schimbătorului de căldură.

4-14. Într-un depozit de utilaj se găseşte un schimbător de căldură multitubular format din 19 ţevi de alamă cu diametrul 18 × 2 mm, cu lungimea de 1,2 m. Să se calculeze dacă suprafaţa schimbătorului de căldură este suficientă pentru condensarea a 350 kg/h vapori de alcool etilic cunoscîndu-se: coeficientul total de transmitere a căldurii 700 W/(m²·K);

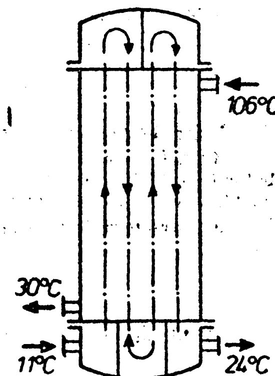


Fig. 4-21. Schiţa la problema 4-13.

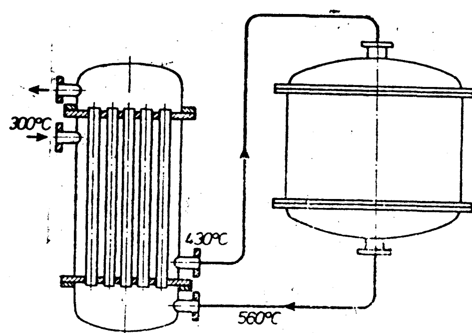


Fig. 4-22. Schița la problema 4-15.

temperatura inițială a apei 15°C și finală 35°C. Se va presupune că alcoolul condensează la presiunea atmosferică, iar alcoolul lichid este evacuat la temperatură de condensare.

4-15. Un schimbător de căldură multitubular în contracurent (fig. 4-22), așezat înaintea unui aparat de reacție dintr-o fabrică de acid sulfuric, are o suprafață de schimb de căldură de 360 m². Gazul purificat de la cuptoarele de pirită intră în spațiul intertubular al schimbătorului de căldură cu temperatura de 300°C și iese cu temperatura de 430°C. Gazul fierbinte din aparatul de reacție intră în țevile schimbătorului de căldură cu temperatura de 560°C. Gazul are debitul 10 t/h, căldura specifică medie a acestuia fiind $1{,}05 \cdot 10^3$ J/(kg·K).

Pierderile de căldură prin mantaua schimbătorului de căldură reprezintă 10% din cantitatea de căldură primită de gazul care se încălzește. Să se determine coeficientul total de transmitere a căldurii în schimbătorul de căldură.

4-16. Să se determine coeficientul total de transmitere a căldurii într-un schimbător de căldură spiral, cunoscînd următoarele date: aria suprafeței de schimb 48 m²; în aparat se încălzesc 85,5 t/h apă de la 77 la 95°C; încălzirea se face cu abur saturant la presiunea 0,23 at.

4-17. O coloană de rectificare pentru aer lichid este acoperită cu un strat de izolație termică din vată de zgură cu grosimea de 250 mm. Temperatura lichidului în interiorul coloanei este -190°C, temperatura aerului înconjurător 20°C. Să se determine cantitatea de căldură care trece din aerul înconjurător în coloană printr-un m² de suprafață dacă se neglijează rezistențele termice de partea lichidului, a aerului și rezistența termică a peretelui metalic al coloanei.

4-18. Cum variază coeficientul total de transmitere a căldurii, dacă țevile de oțel cu diametrul 38 × 2,5 mm se înlocuiesc cu țevi de cupru de aceleași dimensiuni:

a) într-un calorifer cu abur pentru încălzirea aerului în care:

$$\alpha_{aer} = 41 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

$$\alpha_{abur} = 11\,600 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

b) într-un evaporator, în care:

$$\alpha_{soluție\ în\ fierbere} = 2\,320 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

$$\alpha_{abur\ de\ încălzire} = 11\,600 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}.$$

Depunerile de pe suprafețe se neglijează.

4-19. Cum variază valoarea coeficientului total de transmitere a căldurii într-un schimbător de căldură cu țevi de oțel cu grosimea de 3 mm, dacă pe suprafața țevilor se depune un strat de crustă de piatră cu grosimea de 2 mm;

a) într-un răcitor cu apă pentru gaze, în care:

$$\alpha_{gaz} = 58 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

$$\alpha_{apă} = 580 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

b) într-un evaporator, în care:

$$\alpha_{sol.\ în\ fierbere} = 2\,780 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

$$\alpha_{abur\ de\ încălzire} = 11\,600 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}.$$

4-20. Ce încercare termică specifică maximă (W/m²) poate exista într-un evaporator pentru toluen, dacă țevile de oțel ale evaporatorului cu grosime de 4 mm sînt ruginite pe ambele părți. Grosimea unui strat de rugină este de 0,6 mm. Evaporatorul se încălzește cu abur saturant ($p = 3$ at). Toluenul fierbe la presiunea atmosferică. Demonstrați că rezistența termică a peretelui și a celor două straturi de rugină este considerabil mai mare decît suma celorlalte rezistențe termice.

4-21. Să se determine aria suprafeței de schimb de căldură necesară unui schimbător de căldură în contracurent pentru răcirea de 0,85 m³/h sulfură de carbon de la temperatura de fierbere la presiune atmosferică la 22°C. Apa de răcire se încălzește de la 14 la 25°C; $\alpha_{cs_2} = 270$ W/(m²·K); $\alpha H_2O = 720$ W/(m²·K). Grosimea peretelui țevii este de 3 mm. Se vor considera țevile ruginite și cu un strat de piatră $r_{dep} = 0{,}00069$ m²·K/W. Să se determine, de asemenea, debitul apei de răcire.

4-22. Metanul cu presiunea de 5 at trece prin spațiuul intertubular a unui schimbător de căldură cu manta, paralel cu țevile, cu viteza de 4,6 m/s. Temperatura medie a metanului este 75°C. Schimbătorul de căldură este format din 37 țevi de oțel cu diametrul 18 × 2,0 mm montate într-o manta cu diametrul interior de 190 mm.

Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii prin convecție.

4-23. Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii prin convecție pentru acid sulfuric 98%, care circulă prin spațiul inelar (intertubular) al unui schimbător de căldură în țeavă cu viteza de 0,7 m/s.

Temperatura medie a acidului este 70°C, temperatura medie a peretelui este 60°C. Țeava exterioară a schimbătorului are diametrul 54 × 4,5 mm, iar cea interioară — 26 × 3 mm.

4-24. 3 700 kg/h alcool metilic se preincălzesc de la 10 la 50°C, trecînd printr-un schimbător de căldură multitubular format din 19 țevi cu diametrul de 16 × 2 mm.

Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii, dacă temperatura peretelui se consideră 60°C (alcoolul circulă prin țevi).

4-25. Aerul la presiune atmosferică se încălzește într-un preincălzitor tubular cu abur, confecționat din țevi cu diametrul 26 × 3 mm, la temperatura medie de 60°C.

Să se compare coeficienții totali de transmitere a căldurii în două cazuri:

1) aerul circulă prin țevi ($L/d > 50$), aburul de încălzire condensează în spațiul intertubular (fig. 4-23, *a*);

2) aerul circulă prin spațiul intertubular, prevăzut cu șicane transversale, aburul condensează în țevi (fig. 4-23, *b*). În ambele cazuri se va considera: viteza aerului — 10 m/s, $\alpha_{abur} = 11\,000$ W/(m²·K). Țevile sînt așezate decalat.

4-26. Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru etilenă care se răcește la presiunea absolută de 2 at de la 80 la 30°C în spațiul intertubular a unui schimbător de căldură multitubular prevăzut cu șicane. Țevile cu diametrul 32 × 3 mm sînt dispuse decalat. Viteza etilenei (în secțiunea cea mai îngustă a fascicolului) este 7,5 m/s.

4-27. La schimbul de căldură între două fluide în regim turbulent de curgere (Re > 10 000), primul fluid are $\alpha_1 = 230$ W/(m²·K), iar al doilea $\alpha_2 = 400$ W/(m²·K).

De cîte ori crește coeficientul total de transfer termic dacă viteza primului fluid crește de două ori, iar a celui de al doilea de 3 ori (celelalte condiții rămînînd neschimbate). Se va neglija rezistența termică a peretelui suprafeței de schimb termic.

4-28. Un schimbător de căldură multitubular este constituit din 91 țevi cu diametrul 57 × 3 mm și înălțimea de 4 m. Pe suprafața interioară a țevilor curge o peliculă de apă în cantitate de 52 m³/h, care se încălzește de la 18 la 25°C. Temperatura medie a suprafeței interioare a țevilor este 26°C. Să se determine coeficientul parțial de trasmitere a căldurii.

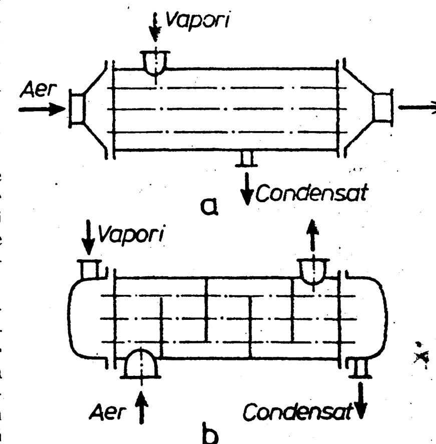


Fig. 4-23. Schița la problema 4-25.

4-29. Pe un metru liniar lăţime a peretelui vertical al unui răcitor pelicular se scurge o cantitate de 2,1 l/s acid sulfuric 60%. Răcitorul are 5 m înălţime.

Temperatura medie a suprafeţei peretelui este de 24°C, iar a acidului 50°C. Să se calculeze coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru acid, dacă coeficientul conductibilităţii sale termice este 0,43 W/(m·K).

4-30. Se încălzeşte apă în condiţiile curgerii libere (convecţiei naturale). Diametrul exterior al ţevii orizontale de încălzire este 76 mm. Să se determine coeficientul parţial al transmiterii căldurii, dacă temperatura suprafeţei ţevii se poate lua 45°C, iar temperatura medie a apei este 25°C.

4-31. Să se calculeze coeficientul parţial de transmitere a căldurii la fierberea unei soluţii apoase de clorură de calciu 30% la presiune atmosferică.

Diferenţa de temperatură între suprafaţa de încălzire şi soluţia în fierbere este 12 K.

4-32. În spaţiul intertubular al unui schimbător de căldură multitubular format din 266 ţevi cu diametrul 25 × 2 mm condensează la presiune atmosferică 4 t/h vapori saturaţi de alcool metilic. Să se calculeze coeficientul parţial de transfer de căldură.

4-33. Pe suprafaţa exterioară a unui fascicol decalat de ţevi orizontale condensează abur saturant.

Fascicolul are 10 rînduri de ţevi cu diametrul exterior 30 mm. Temperatura de condensare este 180°C. Să se determine coeficientul parţial mediu de transfer termic, considerînd temperatura suprafeţei exterioare a ţevilor 172°C. Aburul conţine 0,5% aer (masic).

4-34. Într-un schimbător de căldură multitubular, prin ţevi cu diametrul 46 × 3 mm circulă apă cu viteza 0,7 m/s, care se încălzeşte. Să se calculeze coeficientul parţial de transmitere a căldurii, dacă temperatura medie a suprafeţei ţevilor în contact cu apa este 90°C, iar temperatura medie a apei este 46°C.

4-35. Printr-o serpentină circulă 1,5 t/h toluen, care se răceşte de la 90°C. Răcirea, în contracurent, se realizează cu apă, care se încălzeşte de la 15 la 40°C. Ţeava serpentinei este din oţel, avînd diametrul 57 × 3,5 mm; $\alpha_{apa} = 580$ W/(m²·K). Diametrul spirei serpentinei este 0,4 m. Să se calculeze lungimea necesară a serpentinei şi debitul de apă. Rezistenţa termică a peretelui cu depuneri se va lua 0,0007 (m²·K)/W, iar raportul Pr/Pr_p pentru toluen 0,75.

4-36. Într-un calorifer cu abur se încălzeşte de la 2° la 90°C 5 200 m³/h aer (considerat în condiţii normale) la presiune atmosferică. Caloriferul este constituit din 151 ţevi de oţel cu diametrul 38 × 3 mm. Aerul circulă prin ţevi, iar aburul de încălzire prin spaţiul intertubular. Presiunea aburului este 2 at. Să se determine lungimea necesară a ţevilor şi debitul de abur de încălzire, dacă titlul său este 6%.

4-37. 10 t/h vapori saturanţi de *n*-hexan trebuie condensaţi la 70°C. Răcirea condensatorului se poate realiza: a) cu apă, care se încălzeşte de la 16° la 36°C; b) cu aer, care se încălzeşte de la 25° la 48°C. Coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru vaporii de *n*-hexan în ambele cazuri se va considera 1 700 W/(m²·K). Coeficienţii parţiali pentru apă şi aer se vor lua după valorile orientative din tabelul 4-5 (valorile medii), pentru apă — pentru curgere turbulentă prin ţevi, iar pentru aer — pentru dispunere decalată a ţevilor. Hexanul lichid se evacuează la temperatura de condensare. Căldura latentă de condensare a hexanului este $33{,}3 \cdot 10^4$ J/kg. Să se determine debitul de apă şi aer (în m³/h) şi aria suprafeţei de schimb termic necesară.

4-38. Alcoolul metilic (100%) se încălzeşte în spaţiul tubular al unui schimbător de căldură multitubular cu o singură trecere, de la 15° la 40°C. În contracurent prin spaţiu intertubular curge apă care se răceşte de la 90° la 40°C. Schimbătorul de căldură este constituit din 121 ţevi cu diametrul 25 × 2 mm. Viteza metanolului în ţevi este 0,75 m/s. Coeficientul parţial de trensfer termic pentru apă este 840 W/(m²·K), conductivitatea termică a ambelor depuneri ale peretelui — 1 700 W/(m²·K), temperatura medie a suprafeţei cu depuneri, în contact cu alcoolul, 38°C. Folosind tabelul XXXIV, să se determine care este numărul minim de schimbătoare de căldură cu lungime identică a ţevilor, dacă rezerva de suprafaţă de schimb termic nu trebuie să depăşească 20%?

4-39. Aerul se încălzeşte în spaţiul tubular al unui schimbător de căldură multitubular de la 20 la 90°C la presiunea medie $p_{abs} = 810$ mm Hg. Debitul de aer, considerat în condiţii normale, este de 7 770 m³/h. Schimbătorul este dotat cu 211 ţevi cu diametrul 38 × 2 mm. În spaţiul intertubular se aduce abur saturant cu presiunea de 2 ata. Coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru abur se va estima (se va alege) fără calcul. Se va lua o rezervă de suprafaţă de schimb termic de 18%. Ce lungime trebuie să aibă ţevile schimbătorului? Să se determine, de asemenea, debitul de abur, dacă titlul lui este 5%.

4-40. Să se determine coeficientul total de transfer termic al unui schimbător de căldură tip „ţeavă în ţeavă", în condiţiile impuse de problema 1-37.

Se va lua în consideraţie rezistenţa termică a depunerilor peretelui de partea toluenului şi de partea apei.

Calculul se va efectua: a) fără a considera influenţa raportului Pr/Pr_p; b) cu considerarea influenţei raportului Pr/Pr_p.

4-41. Într-un uscător de-a lungul peretelui său plan, cu lungimea de 6 m circulă cu viteza de 2,5 m/s, aer cald la presiunea atmosferică, avînd temperatura de 85°C. Peretele de oţel al uscătorului cu grosimea de 5 mm, acoperit cu rugină, este izolat cu un strat izolator cu grosimea de 30 mm. Coeficientul de conductivitate termică a izolaţiei este 0,1 W/(m·K). Temperatura aerului în mediu este 18°C.

Să se determine cantitatea de căldură care se pierde într-o oră de către 1 m² perete de uscător prin convecţie şi radiaţie şi coeficientul total de transfer termic prin perete.

4-42. Peretele vertical al unui evaporator este acoperit cu un strat izolator ($\lambda = 0{,}12$ W/(m·K)) cu grosimea de 45 mm. Temperatura soluţiei care fierbe este 120°C, iar a aerului din mediu 20°C. Să se determine pierderile de căldură prin radiaţie şi convecţie pe m² şi oră, considerînd temperatura suprafeţei peretelui în contact cu soluţia în fierbere, egală cu temperatura acesteia.

4-43. Printr-o conductă orizontală de abur, cu diametrul de 51 × 2,5 mm şi lungimea de 50 m, circulă abur saturat la presiunea de 4 ata. Să se determine cantitatea de condensat ce se formează în 24 ore în conducta neizolată, considerînd temperatura aerului din secţie 15°C.

4-44. Cu cîte procente scad pierderile de căldură, dacă o conductă similară cu cea din problema anterioară este acoperită cu un strat izolator cu grosimea de 40 mm cu coeficientul de conductivitate termică de 0,093 W/(m·K)?

4-45. Un aparat este izolat cu un strat de cărămidă refractară cu grosimea de 125 mm [$\lambda = 0{,}68$ W/(m·K)] şi cu un strat izolator [$\lambda = 0{,}12$ W/(m·K)]. Temperatura suprafeţei exterioare a peretelui metalic al aparatului este 500°C. Să se stabilească grosimea necesară a stratului izolator, astfel ca temperatura suprafeţei sale exterioare să nu depăşească 50°C, cînd temperatura aerului în secţie este 25°C.

4.4. EXEMPLE DE CALCUL A SCHIMBĂTOARELOR DE CĂLDURĂ

Exemplul 4-1.

Să se execute calculul termic al unui schimbător de căldură pentru răcire a 5 t/h eter etilic de la 33° la 6°C. Eterul etilic se răceşte cu o soluţie de sare, care vine din instalaţia frigorifică cu temperatura de −6°C. Concentraţia soluţiei de sare este 20% (masic) de NaCl. Eterul şi saramura sînt vehiculate de pompe.

Rezolvare

Considerăm temperatura finală a saramurii −2°C.

Diagrama termică pentru circulaţia în contracurent este următoarea:

$$33 \xrightarrow{\text{Eter etilic}} 6$$

$$-2 \xleftarrow{\text{Saramură}} -6$$

$$\Delta t_M = 35 \qquad \Delta t_m = 12$$

Raportul $\frac{\Delta t_M}{\Delta t_m} = \frac{35}{12} = 2{,}92 > 2$, deci se va calcula diferenţa medie logaritmică de temperatură

$$\Delta t_{med} = \frac{35 - 12}{2{,}3 \lg \frac{35}{12}} = 21{,}5°C = 21{,}5 \text{ K}$$

Temperatura medie a saramurii:

$$t_s = \frac{-6+(-2)}{2} = -4°C$$

Temperatura medie a eterului:

$$t_e = t_s + \Delta t_{med} = -4 + 21,5 = 17,5°C$$

Fluxul termic, considerînd pierderile de frig de 5%:

$$Q = 1,05G_e \cdot c_e(t_i - t_f) = 1,05\frac{5\,000}{3\,600}2,15\cdot10^3(33-6) = 84\,600 \text{ W}$$

în care

$c_e = 2,15\cdot10^3$ J/(kg·K) — căldura specifică medie a eterului etilic (fig. XI).

Debitul de saramură:

$$G_s = \frac{Q}{c_s(t_f' - t_i')} = \frac{84\,600}{3,40\cdot10^3[-2-(-6)]} = 6,22 \text{ kg/s}$$

în care:

$c_s = 3,40\cdot10^3$ J/(kg·K) — căldura specifică medie a saramurii (tab. LII).

Saramura circulă prin țevi, eterul etilic prin spațiul intertubular. Considerăm pentru saramură regimul de curgere turbulent și în calculul preliminar luăm Re = 20 000.

Din relațiile

$$\text{Re} = \frac{w\cdot d\cdot\rho}{\eta} \text{ și } w = \frac{G}{0,785\,d^2n\rho}$$

Se obține:

$$nd = \frac{G}{0,785\text{ Re}\cdot\eta} = \frac{6,22}{0,785\cdot20\,000\cdot3,23\cdot10^{-3}} = 0,123 \text{ m}$$

în care:

$\eta = 3,23$ cP — coeficientul viscozității dinamice a saramurii la −4°C.

Schimbătoarele de căldură multitubulare tipizate au țevile cu diametrele 25×2 și 38×2 mm. Ca urmare, numărul necesar de țevi va fi:

$$n_1 = \frac{0,123}{0,021} \simeq 6 \quad \text{sau} \quad n_2 = \frac{0,123}{0,034} \simeq 4$$

În ambele cazuri a rezultat un număr de țevi mai mic decît normal. De aceea, vom adopta schimbătorul de construcție „țeavă în țeavă" cu 3 secțiuni paralele. Diametrul țevilor interioare — 38×2 mm, iar a celor exterioare — 76×3 mm.

Considerăm că prin țevile interioare circulă saramură, iar prin spațiul inelar exterior eterul etilic.

Se determină coeficientul parțial de transfer de căldură de la eter la perete. Aria secțiunii va fi:

$$S = 0,785(D^2 - d^2) = 0,785(0,070^2 - 0,038^2) = 0,00271 \text{ m}^2$$

Viteza eterului:

$$w = \frac{G_e}{n\cdot\rho\cdot S} = \frac{5\,000}{3\cdot3\,600\cdot716\cdot0,00271} = 0,238 \text{ m/s}$$

în care: $\rho = 716$ kg/m³ — densitatea eterului etilic.
Diametrul echivalent al spațiului inelar:

$$d_e = D - d = 0,07 - 0,038 = 0,032 \text{ m}$$

Criteriul Re pentru eter la $t_e = 17,5°C$;

$$\text{Re} = \frac{wd_e\rho}{\eta} = \frac{0,238\cdot0,032\cdot716}{0,249\cdot10^{-3}} = 22\,000$$

în care: $\eta = 0,249$ cP — coeficientul viscozității dinamice a eterului etilic la 17,5°C.

Criteriul Pr pentru eterul etilic se găsește în nomograma din figura XIII. La 17,5°C, Pr = 4.

Criteriul Nu se determină din nomograma din figura XII, considerînd valoarea $\left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_p}\right)^{0,25} = 0,93$ pentru lichidul care se răcește:

$$\text{Nu} = 0,93\cdot110 = 102$$

de unde:

$$\alpha_e = \frac{\text{Nu}\cdot\lambda}{d_e} = \frac{102\cdot0,133}{0,032} = 425 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

în care: $\lambda = 0,133$ W/(m·K) — coeficientul de conductibilitate termică al eterului etilic (fig. X).

Se determină și coeficientul parțial de transfer termic de la perete la saramură.

Viteza saramurii:

$$w = \frac{G}{n\cdot\rho\cdot0,785\,d^2} = \frac{6,22}{3\cdot1\,150\cdot0,785\cdot0,034^2} = 1,98 \text{ m/s}$$

în care: $\rho = 1\,150$ kg/m³ — densitatea saramurii (tab. L).

Criteriul Re pentru saramură la $t_s = -4°C$:

$$\text{Re} = \frac{wd\cdot\rho}{\eta} = \frac{1,98\cdot0,034\cdot1\,150}{3,23\cdot10^{-3}} = 24\,000$$

Criteriul Pr pentru saramură la $t_s = -4°C$:

$$\text{Pr} = \frac{c\cdot\eta}{\lambda} = \frac{3,4\cdot10^3\cdot3,23\cdot10^{-3}}{0,529} = 20,7$$

în care: $\lambda = 0,529$ W/(m·K) — coeficientul de conductivitate termică a saramurii (tab. L).

Criteriul Nu se determină din nomograma din figura XII, considerînd pentru lichidul care se încălzeşte $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} = 1$:

$$Nu = 245;$$

de unde:

$$\alpha_i = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{245 \cdot 0,529}{0,034} = 3\,810 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}.$$

Suma rezistenţelor termice ale peretelui şi depunerilor. Din tab. XXXI găsim:

$$\frac{1}{r_{dep.1}} = \frac{1}{r_{dep.2}} = 5\,800 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

$$r_p = r_{dep.1} + \frac{\delta_{OL}}{\lambda_{OL}} + r_{dep.2} = \frac{1}{5\,800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5\,800} = 0,0004 \text{ m}^2\cdot\text{K/W}$$

Coeficientul total de transfer termic (calculat ca pentru un perete plan, deoarece $\frac{di}{de} = \frac{34}{38} > 0,5$):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_e} + \sum r_i + \frac{1}{\alpha_i}} = \frac{1}{\frac{1}{425} + 0,0004 + \frac{1}{3\,810}} = 333 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

Suprafaţa de schimb de căldură necesară:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{med}} = \frac{84\,600}{333 \cdot 21,5} = 11,8 \text{ m}^2$$

Considerînd şi o rezervă de 20%:

$$F = 1,2 \cdot 11,8 = 14,2 \text{ m}^2$$

Lungimea fiecăreia din cele trei secţiuni:

$$L = \frac{F}{n \cdot \pi \cdot d_m} = \frac{14,2}{3 \cdot 3,14 \cdot 0,036} = 41,8 \text{ m}$$

Se vor lua 7 elemente cu lungimea de 6 m fiecare.

Exemplul 4-II. Să se calculeze un schimbător de căldură multitubular pentru răcirea cu apă a 1 240 m³/h (considerat în condiţii normale) azot de la 76° la 31°C. Presiunea azotului este 1,5 ata. Apa de răcire, care depune piatră, are temperatura de 16°C.

Rezolvare

Considerăm că apa în schimbător se încălzeşte pînă la 26°C. Diagrama termică pentru circulaţia în contracurent:

76	azot →	31
26	← apă	16
$\Delta t_M = 50$		$\Delta t_m = 15$

Diferenţa medie de temperatură:

$$\Delta t_{med} = \frac{50 - 15}{2,3 \lg \frac{50}{15}} = 29,5°C = 29,5 K$$

Temperatura medie a apei:

$$t_a = \frac{26 + 16}{2} = 21°C$$

Temperatura medie a azotului:

$$t_{N_2} = t_a + \Delta t_{med} = 21 + 29,5 = 50,5°C$$

Fluxul termic preluat de apă de la azot:

$$Q = G_{N_2} c_{N_2}(t_i - t_f) = \frac{1\,240}{3\,600} 1,25 \cdot 1,05 \cdot 10^3 (76 - 31) = = 20\,300 \text{ W}$$

în care: 1,25 este densitatea azotului la 0°C şi 760 mm Hg kg/m³ (tab. V);
$c_{N_2} = 1,05 \cdot 10^3$ J/(kg·K) — căldura specifică medie a azotului (tab. XXVII).

Debitul de apă:

$$G_a = \frac{Q}{c_a(t_f' - t_i')} = \frac{20\,300}{4,19 \cdot 10^3 (26 - 16)} = 0,485 \text{ kg/s}.$$

Se determină orientativ valoarea suprafeţei de schimb termic necesară. Deoarece pe pereţii ţevilor, de partea apei se pot produce depuneri de piatră care înrăutăţesc puternic transferul de căldură, trebuie prevăzută posibilitatea curăţirii schimbătorului de căldură. De aceea, apa trebuie să circule prin ţevi a căror suprafaţă interioară este uşor accesibilă pentru curăţire, în timp ce spaţiul intertubular este mai greu de curăţit la schimbătoarele de căldură multitubulare cu manta.

Pentru creşterea coeficientului parţial de transfer termic al azotului (care este mult mai mic decît al apei), spaţiul intertubular va fi prevăzut cu şicane (fig. 4-4).

Considerăm orientativ coeficientul total de transfer termic $K = 60$ $= 60$ W/(m²·K). Astfel suprafaţa de schimb termic necesară va fi:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{med}} = \frac{20\,300}{60 \cdot 29,5} = 11,5 \text{ m}^2$$

Conform datelor din tabelul XXXIV se va lua un schimbător de căldură cu manta cu diametrul mantalei de 400 mm, cu 12 ţevi cu lungimea de 1,5 m şi diametrul 25 × 2 mm, pasul ţevilor — 32 mm.

Calculul exact al suprafeţei de schimb termic a schimbătorului de căldură

Se consideră pentru azot Re = 20 000 şi se calculează coeficientul parţial cu relaţia (4-29) pentru dispunerea decalată a ţevilor:

$$Nu = 0,356 \cdot Re^{0,6} \cdot \varepsilon_\varphi = 0,356 \cdot 20\,000^{0,6} \cdot 0,6 = 81,3$$

$$\alpha_{N_2} = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{81,3 \cdot 0,0267}{0,025} = 87 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$$

în care $\lambda = 0,0267$ W/(m²·K) — coeficientul de conductivitate termică a azotului (tab. XXX).

Se determină regimul de curgere a apei în țevi.

Viteza apei :

$$w = \frac{G_a}{0,785 n d^2 \cdot \rho} = \frac{0,485}{0,785 \cdot 121 \cdot 0,021^2 \cdot 1\,000} = 0,0116 \text{ m/s}$$

Criteriul Reynolds :

$$\mathrm{Re} = \frac{w \cdot d}{\nu} = \frac{0,0116 \cdot 0,021}{0,986 \cdot 10^{-6}} = 247$$

unde $\nu = 0,986 \cdot 10^{-6}$ m²/s — vîscozitatea cinematică a apei la 21°C (tab. XXXIX).

Regim de curgere laminar.

Pentru determinarea coeficientului parțial de transfer de căldură pentru apă este necesar a se cunoaște valoarea expresiei :

$$\mathrm{Re}\,\mathrm{Pr}\frac{d}{L} = \frac{wd}{\nu}\,\frac{\nu}{a}\,\frac{d}{L} = \frac{w \cdot d^2}{a \cdot L}$$

unde a (m²/s) — coeficientul de difuzivitate termică a apei, care pentru intervale mici de temperatură este practic constant. Valoarea lui a se scoate din tabele funcție de temperatura medie a stratului limită, $t_{s.l}$, care se determină cu o relație de forma :

$$t_{s.l} = \frac{t_a + t_p}{2} = t_a + \frac{\Delta t_a}{2}$$

Deoarece diferența $\Delta t_a = t_p - t_a$, în cazul nostru, capătă valori cuprinse între 5 și 15 K (aceasta ulterior se poate verifica), temperatura medie a stratului limită, $t_{s.l}$, va căpăta valori de la 23,5 pînă la 28,5°C iar $a = 1,46 \cdot 10^{-7}$ m²/s (tab. XXXIX).

În această situație :

$$\mathrm{Re}\,\mathrm{Pr}\frac{d}{L} = \frac{w \cdot d^2}{a \cdot L} = \frac{0,0116 \cdot 0,021^2}{1,46 \cdot 10^{-7} \cdot 1,5} = 23,4$$

Din graficul (fig. 4-2) găsim pentru țevi verticale și convecție liberă (curba 3) Nu = 7,5.

Coeficientul parțial de transfer de căldură pentru apă :

$$\alpha_a = \frac{\mathrm{Nu} \cdot \lambda}{d} = \frac{7,5 \cdot 0,61}{0,021} = 218 \text{ W/(m}^2\text{·K)}$$

unde $\lambda = 0,61$ W/(m·K) — conductivitatea termică a apei la temperatura medie de 25°C (tab. XXXIX). Ca și difuzivitatea termică a, în intervale mici de temperatură și conductivitatea termică λ, practic rămîne constantă.

Rezistența termică a peretelui și depunerilor (tab. XXXI) :

$$\Sigma r_t = \frac{1}{2\,800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{2\,000} = 0,0009 \text{ m}^2\text{·K/W}$$

Coeficientul total de transmitere a căldurii ($d_i/d_e = 21/25 > 0,5$) :

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{N_2}} + r_t + \frac{1}{\alpha_a}} = \frac{1}{\frac{1}{87} + 0,0009 + \frac{1}{218}} = 59 \text{ W/(m}^2\text{·K)}$$

Aria suprafeței de schimb de căldură necesară :

$$A = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{med}} = \frac{20\,300}{59 \cdot 29,5} = 11,7 \text{ m}^2$$

Se alege un schimbător de căldură cu $A = 14$ m². Rezerva de suprafață de schimb de căldură este de 20%.

Verificarea valorilor la calculul coeficientului parțial de transfer termic pentru apă.

1) s-a considerat :

$$\Delta t_a = t_p - t_a = 5 \div 15°\mathrm{C} = 5 \div 15 \text{ K}$$

Încărcarea termică specifică va fi :

$$q = K \cdot \Delta t_{med} = 59 \cdot 29,5 = 1\,740 \text{ W/m}^2$$

Atunci

$$\Delta t_a = \frac{q}{\alpha_a} = \frac{1\,740}{218} = 8°\mathrm{C} = 8 \text{ K}$$

2) influența convecției libere se produce pentru Gr > 4 Re Nu′ și pentru Gr·Pr > 5·10⁵ :

$$4\,\mathrm{ReNu'} = 4 \cdot 247 \cdot 5 = 4\,940$$

în care valoarea criteriului Nu fără considerarea convecției libere Nu′ = 5 s-a luat din graficul din figura 4-2 pe linia AA.

Criteriul lui Grashof :

$$\mathrm{Gr} = \frac{gd^3}{\nu^2} \cdot \beta \cdot \Delta t_a = \frac{9,81 \cdot 0,021^3}{0,986^2 \cdot 10^{-12}} 25,5 \cdot 10^{-5} \cdot 8 = $$
$$= 1,9 \cdot 10^5 \gg 4\,\mathrm{ReNu'}$$

în care $\beta = 25,5 \cdot 10^{-5}$ K⁻¹ — coeficientul de dilatare volumică al apei(tab. XXXII)

$$\mathrm{Gr} \cdot \mathrm{Pr} = 1,9 \cdot 10^5 \cdot 6,22 > 5 \cdot 10^5$$

în care valoarea criteriului Pr = 6,22 s-a luat la $t_{apă} = 25°$C (tab. XXXIX).

Determinarea distanței între șicane în spațiul intertubular.

Aria secțiunii pentru curentul de azot se determină astfel (fig. 4-24).

Considerăm lățimea segmentului liber al șicanei $b = 0,5R$.

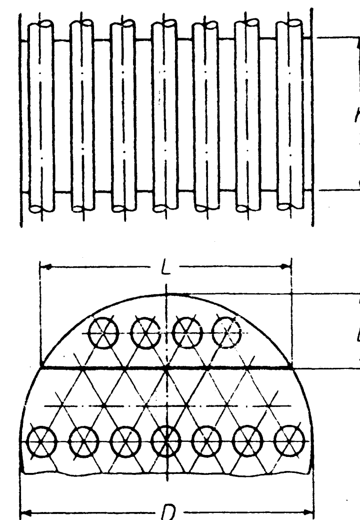


Fig. 4-24. Schița la exemplul **4-II.**

Lungimea coardei $L = R\sqrt{3} = 1{,}732R$. Coarda medie $L_m = \frac{L + D}{2} = 1{,}866R$. Pe această coardă se dispun n' țevi $n' = L_m/t$, în care t — pasul țevilor este distanța dintre axele lor. Aria secțiunii pentru curentul transversal de azot:

$$S = h(L_m - n'd) = hL_m\left(1 - \frac{d}{t}\right)$$

Din ultima relație se găsește h, determinînd S din ecuația debitului.

Densitatea azotului în condițiile de lucru ($t = 50{,}5$°C, $p = 1{,}5$ ata)

$$\rho = 1{,}25\,\frac{273\cdot 1{,}5}{1\cdot 323{,}5} = 1{,}58 \text{ kg/m}^3$$

Pentru Re = 20 000 viteza azotului trebuie să fie:

$$w = \frac{\text{Re}\cdot\eta}{d\cdot\rho} = \frac{20\,000\cdot 0{,}010\cdot 10^{-3}}{0{,}025\cdot 1{,}58} = 9{,}6 \text{ m/s}$$

în care $\eta = 0{,}019\cdot 10^{-3}$ Pa·s — coeficientul viscozității dinamice a azotului la 50,5°C (fig. VI).

Debitul volumic al azotului în condițiile de lucru:

$$V = \frac{1\,240\cdot 323{,}5}{3\,600\cdot 273\cdot 1{,}5} = 0{,}272 \text{ m}^3\text{/s}$$

Aria necesară a secțiunii:

$$S = \frac{V}{w} = \frac{0{,}272}{9{,}6} = 0{,}0284 \text{ m}^2$$

Din ecuația:

$$S = hL_m\left(1 - \frac{d}{t}\right) \text{ se găsește:}$$

$$h = \frac{S}{L_m\left(1 - \frac{d}{t}\right)} = \frac{0{,}0284}{0{,}373\left(1 - \frac{25}{32}\right)} \approx 0{,}35 \text{ m}$$

în care:

$$L_m = 1{,}866R = 1{,}866\cdot 0{,}2 = 0{,}373 \text{ m}$$

Exemplul 4-III. Să se dimensioneze un schimbător de căldură multitubular pentru condensarea a 3 100 kg/h vapori saturanți de benzen la presiune atmosferică. Benzenul lichid este evacuat din condensator la temperatura de condensare. Apa de răcire care circulă prin țevi se încălzește de la 16 la 40°C. Din condiții de montaj înălțimea nu poate depăși 3,5 m.

Rezolvare.

Temperatura de condensare a benzenului la presiune atmosferică este 80,1°C. Schema temperaturilor pentru condensator este:

$$\begin{array}{ccc} 80{,}1 & \longrightarrow & 80{,}1 \\ 16 & \longrightarrow & 40 \\ \hline \Delta t_1 = 64{,}1 & & \Delta t_2 = 40{,}1 \end{array}$$

Întrucît $\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} < 2$, diferența medie de temperatură:

$$\Delta t_{med} = \frac{64{,}1 + 40{,}1}{2} = 52{,}1\text{°C} = 52{,}1 \text{ K}$$

Temperatura medie a apei de răcire:

$$t_{ma} = t_c - \Delta t_{med} = 80{,}1 - 52{,}1 = 28\text{°C}$$

Încărcarea termică (fluxul termic cedat):

$$Q = G_b r = \frac{3\,100}{3\,600}\,95{,}5\cdot 4\,190 = 345\,000 \text{ W}$$

unde $r = 95{,}5\cdot 4\,190$ J/kg — căldura latentă de condensare a benzenului la 80°C [4-13].

Debitul apei de răcire:

$$G_a = \frac{Q}{c_a(t_f - t_i)} = \frac{345\,000}{4\,190\,(40 - 16)} = 3{,}44 \text{ kg/s}$$

Se aleg țevi cu diametrul 25 × 2 mm. Considerînd valoarea criteriului Re pentru apă Re = 15 000 (curgere net turbulentă), se determină numărul necesar de țevi:

$$\text{Re} = \frac{wd\cdot\rho}{\eta}\,; \quad w = \frac{\text{Ga}}{0{,}785\cdot d^2\cdot n\rho}, \text{ de unde:}$$

$$n = \frac{\text{Ga}}{0{,}785\ \text{Re}\cdot d\cdot\eta} = \frac{3{,}44}{0{,}785\cdot 15\cdot 10^3\cdot 0{,}021\cdot 0{,}836\cdot 10^{-3}} = 16{,}7 \approx 17$$

în care $\eta = 0{,}836\cdot 10^{-3}$ Pa·s — coeficientul viscozității dinamice a apei la 28°C (tab. VI).

Din tabelul XXXIV se vede că cel mai apropiat număr de țevi pentru un schimbător cu o singură trecere este $n = 13$, iar pentru un schimbător cu patru treceri $n = \frac{90}{4} = 22{,}5$ (două treceri cu cîte 22 țevi, iar celelalte două cu cîte 23 țevi).

Pentru alegerea unuia din ele evaluăm orientativ mărimea ariei suprafeței de schimb termic necesare.

Din tabelul 4-6, valoarea medie orientativă a coeficientului total de transfer termic în condensatoarele pentru vaporii substanțelor organice $K = 550$ W/(m²·K). Atunci aria necesară a suprafeței de schimb termic va fi:

$$F = \frac{Q}{K\cdot\Delta t_{med}} = \frac{345\,000}{550\cdot 52{,}1} = 12 \text{ m}^2$$

Întrucît nu există schimbătoare de căldură cu o singură trecere cu o suprafață de schimb termic de un asemenea ordin (tab. XXXIV), condensatorul proiectat va avea 4 treceri.

Se determină coeficientul parţial pentru apă :

$$Re = \frac{Ga}{0,785\ n \cdot d \cdot \eta} = \frac{3,44}{0,785 \cdot 22,5 \cdot 0,021 \cdot 0,836 \cdot 10^{-3}} = 11\ 100$$

Regimul de curgere este deci turbulent. Se foloseşte nomograma din figura XII, luînd $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,35} = 1$, întrucît apa se încălzeşte. Valoarea criteriului Pr pentru apă la 28°C se găseşte în tabelul XXXIX : Pr = 5,74.

Din nomograma din figura XII se găseşte Nu = 79.

Atunci :

$$\alpha_a = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{79 \cdot 0,609}{0,021} = 2\ 300\ W/(m^2 \cdot K)$$

în care $\lambda = 0,609$ W/(m·K) este coeficientul conductivităţii termice a apei la 28°C.

Se calculează coeficientul parţial pentru vaporii de benzen care condensează α_b cu relaţia (4-48) :

$$\alpha_b = 3,78 \cdot \lambda \sqrt[3]{\frac{\rho^2 \cdot dn}{\eta \cdot G}}$$

Valorile constantelor fizico-chimice ale benzenului lichid se aleg la temperatura de condensare 80°C

$\lambda = 0,14$ W/(m·K) — figura X

$\rho = 815$ kg/m³[4-13]

$\eta = 0,32 \cdot 10^3$ Pa·s — figura V.

Debitul de benzen $G = \frac{3\ 100}{3\ 600} = 0,862$ kg/s. Deci :

$$\alpha_b = 3,78 \cdot 0,14 \sqrt[3]{\frac{815^2 \cdot 0,025 \cdot 90}{0,32 \cdot 10^{-3} \cdot 0,862}} = 928\ W/(m^2 \cdot K)$$

Rezistenţa termică a peretelui de oţel al ţevilor :

$$\frac{\delta}{\lambda_{OL}} = \frac{0,002}{46,5} = 0,000043\ m^2 \cdot K/W$$

unde $\lambda_{OL} = 46,5$ W/(m·K) — coeficientul conductivităţii termice a oţelului (tab. XXVIII).

Rezistenţa termică a depunerii de partea benzenului este $r_b = \frac{1}{116\ 300}$ m²·K/W

iar a celei de partea apei este $r_a = \frac{1}{2\ 000}$ m²·K/W.

Rezistenţa termică totală a peretelui şi depunerilor :

$$r_p = 0,000043 + \frac{1}{11\ 630} + \frac{1}{2\ 000} = 6,3 \cdot 10^{-4}\ m^2 \cdot K/W$$

Coeficientul total K se calculează ca pentru peretele plan, deoarece raportul $\frac{di}{de} = \frac{21}{25} = 0,84 > 0,5$;

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_a} + r_p + \frac{1}{\alpha_b}} = \frac{1}{\frac{1}{928} + 6,3 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2\ 300}} = 466\ W/(m^2 \cdot K)$$

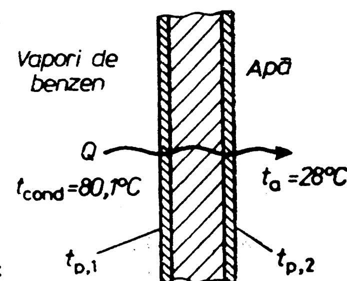


Fig. 4-25. Schiţa la exemplul 4-III.

Aria suprafeţei necesare condensatorului va fi :

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{med}} = \frac{345\ 000}{466 \cdot 52,1} = 14,2\ m^2$$

Cu un surplus de 20% :

$$F = 14,2 \cdot 1,2 = 17\ m^2$$

O asemenea suprafaţă de schimb termic posedă schimbătorul de căldură cu 4 treceri cu diametrul mantalei $D = 400$ mm şi cu înălţimea ţevilor $H = 2,5$ m, ceea ce corespunde condiţiilor impuse.

Considerăm (cu ultima verificare) mărimea valorii temperaturii peretelui $t_{p1} = 52,8$°C (fig. 4-25)

$$t_{pel} = \frac{t_{cond} + t_{p1}}{2} = \frac{80,1 + 52,8}{2} = 66,4°C$$

Constantele fizico-chimice ale benzenului lichid la 66°C :

$\lambda = 0,144$ W/(m·K)

$\rho = 829$ kg/m³

$\eta = 0,36 \cdot 10^{-3}$ Pa·s

Coeficientul parţial de transfer termic pentru vaporii de benzen care condensează, conform ecuaţiei (4-43) :

$$\alpha_b = 1,15 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\eta \cdot \Delta t \cdot H}} = 1,15 \sqrt[4]{\frac{0,144^3 \cdot 829^2 \cdot 95,5 \cdot 4\ 190 \cdot 9,81}{0,36 \cdot 10^{-3}(80,1 - 52,8) \cdot 2,5}} = 870\ W/(m^2 \cdot K)$$

Încărcarea termică specifică :

$$q = \alpha_b(t_{cmd} - t_{p1}) = 870(80,1 - 52,8) = 23\ 800\ W/m^2$$

Temperatura suprafeţei peretelui de partea apei :

$$t_{p2} = t_{p1} - q \cdot \Sigma r_p = 52,8 - 23\ 800 \cdot 6,3 \cdot 10^{-4} = 37,8°C$$

Coeficientul parţial pentru apă cu considerarea factorului $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} = \left(\frac{5,74}{4.52}\right)^{0,25} = 1,06$, unde 4,52 — criteriul Pr_p pentru apă la 38°C (tab. XXXIX). Astfel

$$\alpha_b = 2\ 300 \cdot 1,06 = 2\ 440\ W/(m^2 \cdot K)$$

Verificarea încărcării termice specifice :

$$q = \alpha_b(t_{p2} - t_b) = 2\ 440(37,8 - 28) = 23\ 900\ W/m^2$$

Ca urmare, temperatura peretelui t_{p1} s-a ales bine.

Coeficientul total :

$$K = \frac{q}{\Delta t_{med}} = \frac{23\,900}{52,1} = 460 \ \mathrm{W/(m^2 \cdot K)}$$

ceea ce practic corespunde cu cele de mai sus.

Întrucît temperatura medie a peretelui țevii $\frac{52,8 + 37,8}{2} = 45,3°C$, diferă de temperatura mantalei (80°C) cu mai mult de 30°C, urmează ca schimbătorul să fie dotat cu lentilă corespunzătoare.

Exemplul 4-IV.

Să se determine dimensiunile de bază ale unui schimbător de căldură multitubular orizontal pentru încălzirea a 9,5 t/h toluen de la 20 la 100°C. Aburul de încălzire are presiunea $p = 1,7$ ata și conține 0,5% aer.

Rezolvare.

Temperatura de condensare a aburului de încălzire este 114,5°C (tab. (tab. LVII).

Diagrama termică :

$$\begin{array}{ccc} 114,5 & \text{——} & 114,5 \\ 20 & \longrightarrow & 100 \\ \hline \Delta t_M = 94,5 & & \Delta t_M = 14,5 \end{array}$$

Diferența medie de temperatură :

$$\Delta t_{med} = \frac{\Delta t_M - \Delta t_m}{2,3 \lg \frac{\Delta t_M}{\Delta t_m}} = \frac{94,5 - 14,5}{2,3 \lg \frac{94,5}{14,5}} = 42,8°C = 42,8 \ \mathrm{K}$$

Temperatura medie a toluenului :

$$t_t = t_a - \Delta t_{med} = 114,5 - 42,8 = 71,7°C$$

Fluxul termic pentru încălzirea toluenului :

$$Q = G_t c_t (t_{cond} - t_i) = \frac{9\,500}{3\,600} 1\,800(100 - 20) = 380\,000 \ \mathrm{W}$$

în care $c_t = 1\,800$ J/(kg·K) — căldura specifică medie a toluenului (fig. XI).

Debitul de abur de încălzire, considerîndu-l cu titrul 0,05 iar pierderile de căldură 5% :

$$G_a = \frac{1,05\,Q}{r \cdot 0,95} = \frac{1,05 \cdot 380\,000}{2\,222 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 0,19 \ \mathrm{kg/s}$$

în care $r = 2\,222 \cdot 10^3$ J/kg — căldura latentă de condensare a aburului (tab. LVII).

Se determină coeficientul parțial pentru toluen care circulă prin țevile schimbătorului. Considerăm Re = 15 000 și se găsește numărul de țevi cu diametrul 25 × 2 mm cu relația (vezi ex. 4-I) :

$$n = \frac{G_t}{0,785 \mathrm{Re} \cdot d \cdot \eta_t} = \frac{9,5 \cdot 10^3}{3\,600 \cdot 0,785 \cdot 15 \cdot 10^3 \cdot 0,021 \cdot 0,37 \cdot 10^{-3}} = 29$$

în care $\eta_t = 0,37 \cdot 10^{-3}$ Pa·s — coeficientul vîscozității dinamice a toluenului la 72°C (fig. V).

După datele tabelului XXXIV considerăm un schimbător de căldură cu 6 treceri cu 204/6 = 34 țevi pe trecere, cu diametrul mantalei 600 mm.

Se recalculează criteriul Re :

$$\mathrm{Re} = 15\,000 \frac{29}{34} = 12\,800$$

Pentru toluen la 72°C se găsește Pr = 4,5 (fig. XIII).

Din nomograma din figura XII se determină valoarea Nu, considerînd $\left(\frac{\mathrm{Pr}}{\mathrm{Pr}_p}\right)^{0,25} = 1$, pentru lichidul care se încălzește, Nu = 72.

Coeficientul parțial pentru toluen :

$$\alpha_t = \frac{\mathrm{Nu} \cdot \lambda}{d} = \frac{72 \cdot 0,125}{0,021} = 428 \ \mathrm{W/(m^2 \cdot K)}$$

unde :

$\lambda = 0,125$ W/(m·K) — coeficientul de conductivitate termică al toluenului (fig. X).

Pentru calculul coeficientului parțial pentru aburul de încălzire care condensează cu ecuația (4-49) trebuie cunoscută lungimea țevilor L. După datele tabelului 4-6, se consideră orientativ coeficientul total K = = 230 W/(m²·K). Atunci aria suprafeței de schimb termic trebuie să fie :

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{med}} = \frac{380\,000}{230 \cdot 42,8} = 38,6 \ \mathrm{m^2}$$

Din tabelul XXXIV, la schimbătorul de căldură cu aria de 39 m², lungimea țevilor trebuie să fie 2,5 m.

Se determină coeficientul parțial pentru aburul care condensează cu ecuația (4-49), considerînd influența aerului prezent în abur :

$$\alpha_a = 2,02 \cdot \varepsilon \cdot \varepsilon_g \cdot \lambda \sqrt[3]{\frac{\rho^2 n L}{\eta \cdot G}} = 2,02 \cdot 0,57 \cdot 0,6 \cdot 0,685 \sqrt[3]{\frac{947^2 \cdot 204 \cdot 2,5}{0,244 \cdot 10^{-3} \cdot 0,19}} = 10\,100 \ \mathrm{W/(m^2 \cdot K)}$$

unde : ε este coeficient dependent de numărul de țevi pe rîndul vertical (pentru țevi decalate $\varepsilon = 0,57$ — fig. 4-8) ;

$\varepsilon_g = 0,6$ — coeficient dependent de conținutul de aer în abur (fig. 4-10).

Valorile λ, ρ și η pentru apă la 114°C s-au luat din tabelul XXXIX.

Rezistența termică a peretelui de oțel și depunerilor (tab. XXXI) :

$$\Sigma r_p = \frac{1}{5\,800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5\,800} = 0,0004 \ \mathrm{m^2 \cdot K/W}$$

Coeficientul total

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_a} + \Sigma r_p + \frac{1}{\alpha_t}} = \frac{1}{\frac{1}{10\,100} + 0,0004 + \frac{1}{428}} = 352 \ \mathrm{W/(m^2 \cdot K)}$$

Aria necesară :

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{med}} = \frac{380\,000}{352 \cdot 42,8} = 25,3 \ \mathrm{m^2}$$

Se alege schimbătorul cu $F = 31$ m² (tab. XXXIV) cu lungimea țevilor de 2 m. Surplusul de arie este 22%.

Coeficientul parțial al aburului calculat pentru lungimea țevilor de 2,5 m poate să nu se mai recalculeze.

Se determină temperatura peretelui țevilor. Din ecuația :

$$q = K \cdot \Delta t_{med} = \alpha_a \cdot \Delta t_a = \alpha_i \cdot \Delta t_i$$

găsim :

$$\Delta t_a = t_a - t_{p1} = \frac{K \cdot \Delta t_{med}}{\alpha_a} = \frac{352 \cdot 42{,}8}{10\,100} = 1{,}5°C = 1{,}5\ K$$

$$\Delta t_i = t_{p2} - t_i = \frac{K \cdot \Delta t_{med}}{\alpha_i} = \frac{352 \cdot 42{,}8}{428} = 35{,}2°C = 35{,}2\ K$$

de unde :

$$t_{p1} = t_a - \Delta t_a = 114{,}5 - 1{,}5 = 113°C$$

$$t_{p2} = t_i + \Delta t_i = 71{,}7 + 35{,}2 = 107°C$$

Temperatura medie a peretelui $\frac{113 + 107}{2} = 110°C$, care diferă de temperatura mantalei cu 4,5°C.

Exemplul 4-V.

Să se calculeze o serpentină pentru încălzirea periodică a *m*-xilolului într-un rezervor, în condițiile convecției libere. Xilolul în cantitate de 1 600 kg trebuie încălzit de la 16 la 80°C în timp de 1 h. Încălzirea se realizează cu abur cu presiunea 2 ata. Serpentina de oțel este confecționată din țeavă cu diametrul 53 × 2 mm.

Rezolvare.

Temperatura de condensare a aburului de încălzire este 119,6°C (tab. LVII). Deoarece aceasta este constantă, diferența medie de temperatură în timpul încălzirii se poate calcula cu formula :

$$\Delta t_{med} = \frac{\Delta t_i - \Delta t_f}{2{,}3 \lg \frac{\Delta t_i}{\Delta t_f}} = \frac{103{,}6 - 39{,}6}{2{,}3 \lg \frac{103{,}6}{39{,}6}} = 66{,}6C° = 66{,}6\ K$$

unde :

$$\Delta t_i = 119{,}6 - 16 = 103{,}6°C = 103{,}6\ K$$

$$\Delta t_f = 119{,}6 - 80 = 39{,}6°C = 39{,}6\ K$$

Temperatura medie a xilolului :

$$t_X = t_{cond} - \Delta t_{med} = 119{,}6 - 66{,}6 = 53°C$$

Fluxul termic mediu transmis :

$$Q = G_X c_X (t_f - t_i) = \frac{1\,600}{3\,600}\, 1\,840(80 - 16) = 52\,300\ W$$

unde :

$c_X = 1\,840$ J/(kg·K) — căldura specifică medie a xilolului (fig. XI.)

Rezistența termică a peretelui de oțel și depunerilor (tab. XXXI) :

$$\Sigma r_p = \frac{1}{r_{dep_1}} + \frac{\delta}{\lambda_{OL}} + \frac{1}{r_{dep_2}} = \frac{2}{5\,800} + \frac{0{,}002}{46{,}5} = 0{,}00004\ m^2/W$$

Coeficientul parțial de transfer termic pentru xilol se determină cu ecuația (4-40) considerînd $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} = 1$ pentru lichidul care se încălzește :

$$Nu = 0{,}5(Gr \cdot Pr)^{0,25} = 0{,}5\left(\frac{gd^3 \cdot \rho^2 \cdot \beta}{\eta^2} Pr\right)^{0,25} \cdot \Delta t_X{}^{0,25} =$$

$$= 0{,}5\left(\frac{9{,}81 \cdot 0{,}053^3 \cdot 837^2 \cdot 1{,}15 \cdot 10^{-3} \cdot 4{,}5}{0{,}43 \cdot 10^{-6}}\right)^{0,25} \Delta t_X^{0,25} = 36{,}6 \cdot \Delta t_X^{0,25}$$

unde : $\rho = 837$ kg/m³ — densitatea xilolului la 53°C (tab. IV) ;
$\eta = 0{,}43 \cdot 10^{-3}$ Pa·s — coeficientul vîscozității dinamice a xilolului [4-13] ;
Pr = 4,5 — criteriul Pr pentru xilol la 53°C (fig. XIII) ;

$$\beta = \frac{v_2 - v_1}{v_1 \cdot \Delta t} = \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2 \cdot \Delta t} = \frac{837 - 778}{778\,(119 - 53)} = 1{,}15 \cdot 10^{-3}\ K^{-1}$$

β — coeficientul mediu de dilatare volumică a xilolului în intervalul de temperatură 53—119°C :

$$\Delta t_X = t_{p2} - t_f \text{ (fig. 4-26).}$$

Coeficientul parțial pentru xilol :

$$\alpha_X = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{36{,}6 \cdot 0{,}128}{0{,}053} \Delta t_X^{0,25} = 88{,}4\ \Delta t_X^{0,25}$$

în care : $\lambda = 0{,}128$ W/(m·K) — coeficient de conductivitate termică a xilolului la 53°C (fig. X).

Deoarece coeficientul parțial al xilolului este mult mai mic decît pentru vaporii de apă în condensare, ultimul se poate considera fără a-l mai calcula egal aproximativ cu 10 000 W/(m²·K). Mai departe se poate scrie următorul sistem de ecuații :

$$q = \alpha_a \cdot \Delta t_a = \frac{\Delta t_p}{\Sigma r_p} = \alpha_X \cdot \Delta t_X$$

$$\Delta t_{med} = \Delta t_a + \Delta t_p + \Delta t_X, \text{ în care :}$$

$$\Delta t_a = t_{cond} - t_{p1}$$

$$\Delta t_p = t_{p1} - t_{p2}$$

Înlocuind valorile calculate vom avea :

$$10\,000 \cdot \Delta t_a = \frac{\Delta t_p}{0{,}0004} = 88{,}4 \cdot \Delta t_X^{0,25}$$

și

$$66{,}6 = \Delta t_a + \Delta t_p + \Delta t_X$$

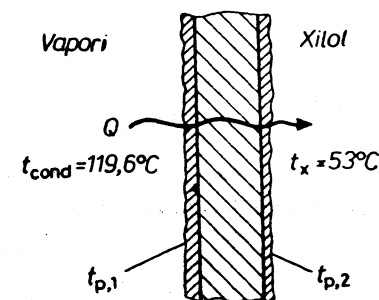


Fig. 4-26. Schița la exemplul 4-V.

Din acest sistem de ecuații obținem:

$$0{,}0442\Delta t_x^{0,25} + \Delta t_x - 66{,}6 = 0$$

Rezolvînd ultima ecuație (grafic), găsim:

$$\Delta t_x = 59{,}3°\text{C} = 59{,}3 \text{ K}$$

Atunci:

$$q = \alpha_x \cdot \Delta t_x = 88{,}4 \cdot 59{,}3^{1,25} = 14\,550 \text{ W/m}^2$$

Aria necesară a suprafeței de schimb termic

$$F = \frac{Q}{q} = \frac{52\,300}{14\,550} = 3{,}62 \text{ m}^2$$

Lungimea serpentinei

$$L = \frac{F}{\pi \cdot d_m} = \frac{3{,}62}{3{,}14 \cdot 0{,}051} = 22{,}6 \text{ m}$$

Cu o rezervă de 15%

$$L = 1{,}15 \cdot 22{,}6 = 26 \text{ m}$$

Debitul de abur de încălzire considerînd 5% pierderi:

$$G_a = \frac{1{,}05\,Q}{r \cdot x} = \frac{1{,}05 \cdot 52\,300}{2\,208 \cdot 10^3 \cdot 0{,}95} = 0{,}0262 \text{ kg/s}$$

unde: $r = 2\,208 \cdot 10^3$ J/kg (tab. LVII);
$x = 0{,}95$ — conținutul de vapori din vaporii umezi.

Din date practice pentru funcționarea normală a serpentinelor cu abur trebuie ca viteza inițială a vaporilor să nu fie mai mare de 30 m/s, iar raportul L/d nu trebuie să depășească:

$$\frac{L}{d} = C\frac{6}{\sqrt{\Delta t_{med}}}$$

unde C depinde de presiunea aburului și pentru $p = 2$ at este ~ 190 — (vezi p. 167).

Se verifică viteza inițială a aburului:

$$w_i = \frac{G_a}{\rho_a \cdot 0{,}785 d^2} = \frac{0{,}0262}{1{,}107 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}049^2} = 12{,}6 \text{ m/s}.$$

unde $\rho_a = 1{,}107$ kg/m³ — densitatea aburului (tab. LVII).
Limita maximă a raportului L/d

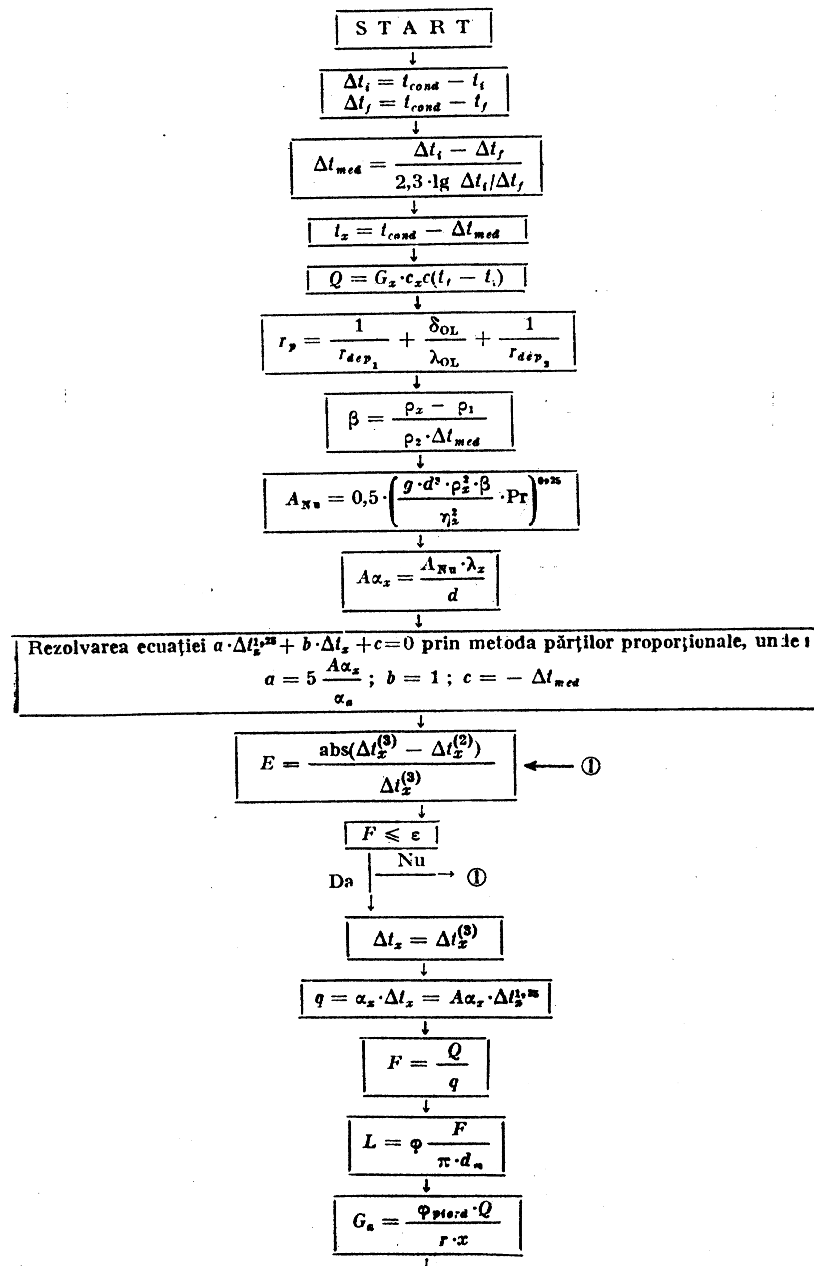
$$\left(\frac{L}{d}\right)_{max} = 190\frac{6}{66{,}6} = 140$$

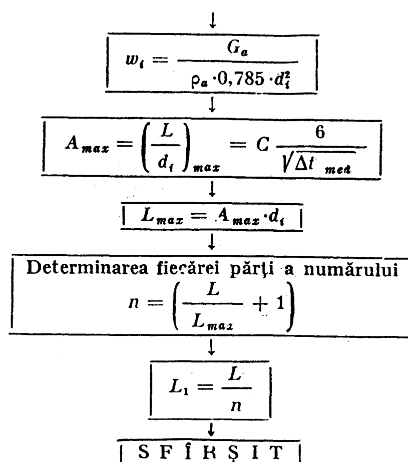
Ca urmare lungimea serpentinei nu trebuie să depășească:

$$L = 140 \cdot d = 140 \cdot 0{,}049 = 6{,}9 \text{ m}$$

Considerăm patru serpentine care lucrează în paralel, a căror lungime va fi 26/4 = 6,5 m.

Schema logică de calcul a exemplului 4-V.





Tabelul identificatorilor este dat mai jos (tab. 4-11).

Tabelul 4-11

Mărimea	Identificatorul	Mărimea	Identificatorul
Δt_i	DTI	$\Delta t_x^{(1)}$	DTK1
Δt_f	DTF	$\Delta t_x^{(2)}$	DTK2
t_i	TI	$\Delta t_x^{(3)}$	DTK3
t_f	TF	a	A
t_c	TC	b	B
Δt_{med}	DTMED	c	C
t_x	TX	Valorile polinomului	F1
Q	Q		F2
G_x	GX	$P(\Delta t_x)$	F3
c_x	CX	Eroarea calculului E	E
Σr_p	SPR	Eroarea admisă ε	EPS
$1/r_{dep1}$	RD1	q	Q1
$1/r_{dep2}$	RD2	F	F
δ_{OL}	DOL	L	L
λ_{OL}	LAMOL	φ	FI
β	BETA	G_a	GA
ρ_x	RX	φ_{pierd}	FI1
ρ_1	R1	r	R
A_{NU}	ANU	x	X
d	D	w_i	W
η_x	ETAX	ρ_a	ROA
Pr	PR	A_{max}	AMAX
$A\alpha_x$	AALFA	c	C1
λ_x	LAMX	L_{max}	LMAX
α_a	ALFAA	n	N
L_1	L1	Parametru de control	I

```
      [illegible] L,LMAX,L1,LAMX
      WRITE(108,79)
   79 FORMAT(30X,'START')
      READ(105,1) TI,TF,TC,GX,CX,RD1,DOL,LAMOL,RD2,RX,R1,D,ETAX,PR,LAMX,
     1ALFAA,EPS,F,FI1,R,X,ROA,C1
    1 FORMAT(6E12.6)
      WRITE(108,3) TI,TF,TC,GX,CX,RD1,DOL,LAMOL,RD2,RX,R1,D,ETAX,PR,LAMX
     1,ALFAA,EPS,F1,FI1,R,X,ROA,C1
    3 FORMAT(30X,'DATELE PROBLEMEI'/8(3X,E12.6))
      DTI=TC-TI
      DTF=TC-TF
      VAR=DTI/DTF
      DTMED=(DTI-DTF)/ALOG(VAR)
      TX=TC-DTMED
      Q=GX*CX*(TF-TI)/3600
      SRP=RD1+RD2+DOL/LAMOL
      BETA=(RX-R1)/(R1*(TC-TX))
      ANU=0.5*((9.81*D**3*RX*RX*BETA*PR)/(ETAX**2))**(1.0/4.0)
      AALFA=ANU*LAMX/D
      A=S*AALFA/ALFAA
      B=1.0
      C=-DTMED
      DTK1=0
      DTK2=DTMED
      I=0
      E=2*EPS
    4 I=I+1
      IF(E.LE.EPS) GO TO 55
      F1=A*DTK1**1.25+B*DTK1+C
      F2=A*DTK2**1.25+B*DTK2+C
      DTK3=DTK1-(DTK1-DTK2)*F1/(F2-F1)
      F3=A*DTK3**1.25+B*DTK3+C
      E=ABS(DTK3-DTK2)/DTK3
      IF(F1.LT.0) GO TO 6
      GO TO 7
    6 IF(F3)8,9,9
    8 DTK1=DTK3
      GO TO 4
    9 DTK2=DTK3
      GO TO 4
    7 IF(F3.GT.0) DTK1=DTK3
   55 Q1=AALFA*DTK3**1.25
      F=Q/Q1
      L=FI*F/3.14/(D-DOL)
      GA=FI1*Q/R/X
      W=GA/ROA/0.785/(D-2*DOL)**2
      AMAX=C1*6./DTMED**0.5
                                     TESTARE    21/12/79  02.00.36

      LMAX=AMAX*(D-2.0*DOL)
      N=INT(L/LMAX+1.0)
      L1=L/N
      WRITE(108,10) DTK3,Q1,F,L,GA,W,N,L1
   10 FORMAT(10X,'DTK3=',E12.4,' Q1=',E12.4,' F=',E12.4,' L=',E12.4,' GA=
     1',E12.4,' W=',E12.4,' N=',I5,5X,'L1=',E12.4)
      STOP
      END
                                     TESTARE    21/12/79  02.00.36
```

DATELE PROBLEMEI

TI=	.160000E+02	TP=	.800000E+02	TO=	.119600E+03
GX=	.160000E+04	GZ=	.184000E+04	RD1=	.172000E-04
POL=	.200000E-02	LAMOL=	.460000E+02	RD2=	.172000E-04
RX=	.837000E+03	RL=	.778000E+03	D=	.530000E-01
ETAX=	.450000E-03	PR=	.450000E+01	LAML=	.128000E+00
ALFAA=	.100000E+05	EPS=	.300000E-01	FI=	.115000E+01
FI1=	.105000E+01	H=	.220800E+07	L=	.950000E+00
ROA=	.110700E+01	GL=	.190000E+03		

REZULTATE

[illegible]	.5930E+02	Q1=	.1450E+05	P=	.3609E+01
[illegible]	.2592E+02	GA=	.2620E-01	[illegible]	.1256E+02
W=	.4000E+01	[illegible]	.6479E+01		

5. EVAPORAREA. CRISTALIZAREA

5.1. VARIABILELE DE BAZĂ ŞI RELAŢIILE DE CALCUL

1. Ecuaţia bilanţului de materiale al procesului de evaporare:

$$m_{in} = m_{conc} + W \quad (5\text{-}1)$$

$$m_{in} \cdot x_{in} = m_{conc} \cdot x_{conc} \quad (5\text{-}2)$$

unde: m_{in}, m_{conc} sînt debitele de masă ale soluţiei iniţiale, respectiv finale (concentrate), kg/s;

x_{in}, x_{conc} — concentraţia substanţei dizolvate în soluţia iniţială şi finală, % masă;

W — debitul masic de solvent evaporat, kg/s.

$$W = m_{in} - m_{conc} = m_{in}\left(1 - \frac{x_{in}}{x_{conc}}\right) \quad (5\text{-}3)$$

2. Din bilanţul termic al evaporatorului rezultă că necesarul de căldură Q (în W) este determinat de: căldura consumată pentru încălzirea soluţiei iniţiale Q_{inc}, căldura consumată pentru evaporarea solventului Q_{ev} şi căldura pierdută în mediul înconjurător Q_p.

$$Q = Q_{inc} + Q_{ev} + Q_p \quad (5\text{-}4)$$

Căldura consumată pentru încălzirea soluţiei iniţiale:

$$Q_{inc} = m_{in} \cdot c_{in}(t_{fierb} - t_{in}) \quad (5\text{-}5)$$

unde: c_{in} este căldura specifică a soluţiei iniţiale, J/(kg·K);

t_{fierb} — temperatura de fierbere a soluţiei în evaporator, °C. (vezi ecuaţia (5-21);

t_{in} — temperatura soluţiei iniţiale la intrarea în evaporator, °C.

Dacă soluţia intră în evaporator în stare supraîncălzită ($t_{in} > t_{fierb}$), atunci Q_{inc} are semnul minus şi consumul de căldură în evaporator se micşorează datorită evaporării unei părţi din solvent prin răcirea soluţiei iniţiale de la t_{in} la t_{fierb}. Mărimea:

$$Q_{autoev} = m_{in} \cdot c_{in}(t_{in} - t_{fierb})$$

poartă denumirea de căldură de autoevaporare.

Căldura consumată pentru evaporarea solventului :

$$Q_{ev} = W(i'' - c_{solv} \cdot t_{fierb}) \quad (5\text{-}6)$$

unde : i'' este entalpia vaporilor secundari, J/kg ;
c_{solv} — căldura specifică a solventului, J/(kg·K).

Cu aproximaţie, se poate considera că vaporii secundari sînt saturanţi şi căldura de evaporare se poate lua ca şi pentru solventul pur (apa), $i'' - c_{solv} \cdot t_{fierb} \approx r$, unde r este căldura latentă a vaporilor formaţi (în J/kg). La calculul evaporatoarelor căldura latentă se consideră la presiunea medie din aparat.

Căldura necesară pentru compensarea pierderilor în mediul înconjurător Q_p, la calculul evaporatoarelor poate fi admisă ca o fracţiune 3—5% din suma $(Q_{inc} + Q_{ev})$. Mărimea Q_p poate fi calculată şi cu relaţia :

$$Q_p = \alpha \cdot A_e \cdot (t_p - t_{aer}) \quad (5\text{-}7)$$

unde : $\alpha = \alpha_r + \alpha_c$ este coeficientul parţial de transmitere a căldurii prin radiaţie şi convecţie, W/m²·grd ;
A_e — suprafaţa exterioară a aparatului, m² ;
t_p — temperatura suprafeţei exterioare a izolaţiei, în °C sau K ;
t_{aer} — temperatura aerului din mediul înconjurător, în °C sau K.

În cazul general, la bilanţul termic al evaporatoarelor trebuie să se ţină seama şi de efectul termic de concentrare, însă, de obicei, această mărime este mică în comparaţie cu celelalte mărimi din bilanţul termic, încît poate fi neglijată (vezi exemplul 5-5).

Consumul aburului de încălzire, $m_{ab.inc.}$ (kg/s) la un evaporator se determină cu relaţia :

$$m_{ab.inc.} = \frac{Q}{(i'' - i') \cdot x} = \frac{Q}{r \cdot x} \quad (5\text{-}8)$$

unde : i'' este entalpia aburului saturant uscat, J/kg ;
i' — entalpia condensatului la temperatura de condensare, J/kg ;
x — titrul aburului (gradul de uscare al aburului de încălzire) ; kg/kg ;
r — căldura latentă de condensare, a aburului de încălzire, J/kg.

Consumul specific de abur pentru evaporare, d este raportul între consumul total de abur de încălzire şi debitul apei evaporate :

$$d = \frac{m_{ab.inc}}{W} \quad (5\text{-}9)$$

3. Căldura specifică a soluţiilor se poate calcula cu ajutorul relaţiei generale :

$$c = c_1 \cdot x_1 + c_2 \cdot x_2 + c_3 \cdot x_3 + \ldots \quad (5\text{-}10)$$

unde : $c_1, c_2, c_3, \ldots$ sînt căldurile specifice ale componentelor, J/(kg·K) ;
$x_1, x_2, x_3, \ldots$ — fracţiile masice ale componentelor.

Pentru calculul conţinutului termic al unor sisteme bicomponente diluate (apă + substanţă dizolvată), $(x < 0{,}2)$ se poate utiliza relaţia aproximativă :

$$c = 4\,190(1 - x) \quad (5\text{-}11)$$

unde 4 190 J/(kg·K) este căldura specifică a apei, iar x este concentraţia substanţei dizolvate, fracţie de masă.

Pentru soluţii apoase bicomponente, concentrate, $(x > 0{,}2)$ calculul se face cu relaţia :

$$c = 4\,190(1 - x) + c_1 \cdot x \quad (5\text{-}12)$$

unde c_1 este căldura specifică a substanţelor anhidre, J/(kg·K).

Căldura specifică a compuşilor chimici, în absenţa datelor experimentale se poate calcula cu relaţia :

$$M \cdot c = n_1 C_1 + n_2 C_2 + n_3 C_3 + \ldots \quad (5\text{-}13)$$

unde : M este masa molară a compusului chimic, kg/kmol ;
c — căldura specifică a compusului, J/(kg·K) ;
$n_1, n_2, n_3, \ldots$ — numărul atomilor fiecărui element din formula compusului ;
$C_1, C_2, C_3, \ldots$ — căldurile atomice, J/(atom·kg·K).

În relaţia (5-13) se utilizează următoarele valori ale căldurilor atomice (v. tab. 5-1).

Tabelul 5-1

Element	Căldura atomică a elementului, kJ/(atom.kg.K)		Element	Căldura atomică a elementului kJ/(atom.kg.K)	
	în stare solidă	în stare lichidă		în stare solidă	în stare lichidă
C	7,5	11,7	F	20,95	29,3
H	9,6	18.0	P	22,6	31,0
B	11,3	19,7	S	22,6	31,0
Si	15,9	24,3	celelalte	26,0	33,5
O	16,8	25,1			

4. Pentru determinarea temperaturii de fierbere a soluţiilor şi lichidelor organice se poate utiliza relaţia :

$$\frac{\lg p_{A_1} - \lg p_{A_2}}{\lg p_{B_1} - \lg p_{B_2}} = C \quad (5\text{-}14)$$

şi nomograma (fig. XIV).

Aici : p_{A_1} şi p_{B_1} sînt presiunile vaporilor saturanţi ale celor două lichide la aceeaşi temperatură t_1 ;
p_{A_2} şi p_{B_2} — presiunile vaporilor saturanţi ale aceloraşi lichide la temperatura t_2 ;
C — constantă.

Temperatura de fierbere a lichidelor se poate determina, de asemenea, cu regula liniarității funcțiilor chimico-tehnice :

$$\frac{t_1 - t_2}{t_{1,et} - t_{2,et}} = \text{const.} \quad (5\text{-}15)$$

unde : t_1 și t_2 sînt temperaturile de fierbere ale soluției sau lichidului organic la două presiuni diferite p_1 și p_2 ;

$t_{1,et}$ și $t_{2,et}$ — temperaturile de fierbere ale apei sau altui lichid etalon la aceleași presiuni (v. fig. XV și XVI).

Pentru a putea determina temperatura de fierbere a unui lichid oarecare la o anumită presiune cu ajutorul ecuației (5-14) sau (5-15) trebuie să se cunoască temperaturile de fierbere ale acestui lichid la două presiuni diferite. Dacă pentru o soluție oarecare se cunoaște numai o temperatură de fierbere la o presiune oarecare, atunci se poate determina temperatura de fierbere a acestei soluții la o altă presiune, utilizînd relația lui Babo :

$$\left(\frac{p}{p_0}\right)_t = \text{const}$$

cu corecția lui V. N. Stabnikov pentru soluții apoase concentrate, care fierb sub vid (tabela 5-2).

Aici : p este presiunea de vapori a soluției ;

p_0 — presiunea vaporilor saturanți ai solventului pur la aceeași temperatură.

Tabelul 5-2

Raportul p/p_0							Corecția ± t, K
0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	
Presiunea p, mm Hg							
100	200	400	450	500	550	650	0,9
—	50	200	350	450	500	550	1,8
—	—	100	275	300	350	400	2,6
—	—	—	150	200	250	300	3,6

Dacă dizolvarea substanței anhidre este exotermă corecția se adună, dacă dizolvarea este endotermă corecția se scade din valoarea temperaturii rezultate la aplicarea legii lui Babo. Utilizarea relației lui Babo este redată în exemplul 5-8.

5. Căldura latentă de evaporare a unui lichid r (în J/kg) la presiunea p se poate determina cu relația :

$$r = r_{et}\frac{M_{et}}{M}\left(\frac{T}{T_{et}}\right)^2\frac{\mathrm{d}T_{et}}{\mathrm{d}T} \quad (5\text{-}17)$$

care permite, prin utilizarea regulii liniarității, să se găsească mărimea $\mathrm{d}T_{et}/\mathrm{d}T$.

În relația (5-17) :

r și r_{et} este căldura latentă de evaporare a lichidului dat și a lichidului etalon la aceeași presiune p, J/kg ;

M și M_{et} — masele molare ale acestor lichide, kg/kmol ;

T și T_{et} — temperaturile de fierbere ale lichidului dat și ale lichidului etalon la presiunea p, °K ;

$\mathrm{d}T$ și $\mathrm{d}T_{et}$ — temperaturile diferențiale de fierbere ale acestor lichide. Aplicînd regula liniarității, raportul diferențialelor este înlocuit cu raportul diferențelor finite dintre temperaturile de fierbere la două presiuni diferite.

Căldura latentă de evaporare pentru lichide nepolare (în J/kg) la presiunea atmosferică poate fi calculată cu relația lui Kisteakovski :

$$r = 19{,}2\cdot 10^3\frac{T}{M}(1{,}91 + \lg T) \quad (5\text{-}18)$$

unde : T este temperatura absolută de fierbere, K ;

M — masa molară a lichidului, kg/kmol.

6. După cum rezultă din figura 5-1, presiunea în stratul mediu de soluție ce se evaporă este :

$$p_{med} = p_1 + \frac{h_n}{2}\cdot\rho_{sol}\cdot g = p_0 + \Delta p_{r.h} + \Delta p_{e.h} \quad (5\text{-}19)$$

unde : p_0 este presiunea absolută a vaporilor secundari saturanți la ieșirea din evaporator (de exemplu, în condensatorul barometric) ;

$\Delta p_{r.h}$ — căderea de presiune a vaporilor secundari pentru învingerea rezistențelor hidraulice ale separatorului și conductelor de legătură. Aceasta poate fi calculată cu relația (vezi. cap. 1) :

$$\Delta p_{r.h} = \frac{w^2\cdot\rho_r}{2}\left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \Sigma\zeta\right) \quad (5\text{-}20)$$

$\Delta p_{e.h.} = \frac{h_n}{2}\cdot\rho_{sol}\cdot g$ este creșterea presiunii în soluție datorită coloanei de lichid de înălțime $h_n/2$ de la suprafață (se mai numește și efect hidrostatic) ;

ρ_{sol} — densitatea soluției, kg/m³.

Corespunzător presiunii în stratul mediu de soluție, temperatura medie de fierbere t_{fierb} a soluției se calculează în felul următor :

$$t_{fierb} = t_{med} + \Delta t_{dep} = t_0 + \Delta t_{r.h} + \Delta t_{e.h} + \Delta t_{dep} \quad (5\text{-}21)$$

unde : t_{med} este temperatura de fierbere a apei la presiunea p_{med} ;

t_0 — temperatura de fierbere a apei la presiunea p_0 ;

Δt_{dep} — creșterea temperaturii de fierbere a soluției în raport cu temperatura de fierbere a solventului pur la presiunea medie (depresiunea de temperatură) ;

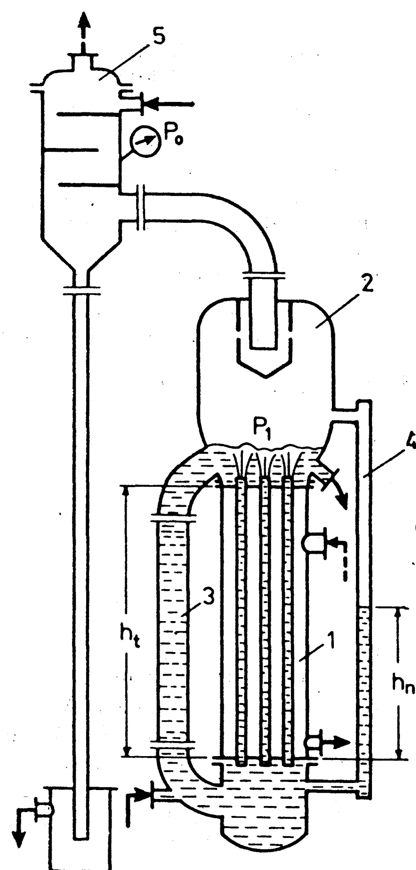


Fig. 5-1. Determinarea lui p_{med}.
1 — camera de schimb termic; 2 — separator de vapori; 3 — țeavă de circulație; 4 — sticlă de nivel; 5 — condensator barometric.

$\Delta t_{r.h}$ — creșterea temperaturii de fierbere, ca urmare a creșterii presiunii $\Delta p_{r.h}$, (depresiunea hidraulică). Obișnuit, la calculul evaporatoarelor se consideră $\Delta t_{r.h} = 1 - 1{,}5$ grd;

$\Delta t_{e.h}$ — creșterea temperaturii de fierbere în stratul mediu al soluției datorită efectului hidrostatic (depresiunea hidrostatică).

Depresiunea hidrostatică $\Delta t_{e.h}$, legată de mărimea $\Delta p_{e.h}$, depinde de înălțimea soluției (la indicatorul de nivel) și de densitatea acesteia.

Nivelul optim la evaporarea soluțiilor apoase în evaporatoare cu circulație naturală se poate calcula cu relația:

$$h_n = [0{,}26 + 0{,}0014(\rho_{sol} - \rho_{apă})]h_t \qquad (5\text{-}22)$$

unde: h_n este nivelul optim, m;

h_t — înălțimea țevilor de încălzire, m;

$\rho_{sol}, \rho_{apă}$ — densitatea soluției (la concentrația finală) și a apei la temperatura de fierbere t_{fierb}, kg/m³.

Mărimea $\Delta t_{e.h}$ se determină cu relația:

$$\Delta t_{e.h} = t_{med} - t_1 \qquad (5\text{-}23)$$

unde:

t_{med} — temperatura de fierbere a apei la presiunea p_{med};

$$t_1 = t_0 + \Delta t_{r.h} \qquad (5\text{-}23, a)$$

Modul de calcul al temperaturii de fierbere t_{fierb} este redat și în exemplul 5-11.

7. Diferența între temperatura de condensare a aburului de încălzire $t_{ab.înc.}$ și temperatura medie de fierbere a soluției t_{fierb}, se numește diferență utilă de temperatură:

$$\Delta t_{ut} = t_{ab.înc.} - t_{fierb}. \qquad (5\text{-}24)$$

Mărimea Δt_{ut}, reprezintă forța motoare medie (Δt_{med}) în ecuația transmiterii căldurii (4-62) pentru determinarea suprafeței de încălzire a evaporatorului.

Din ecuațiile (5-21) și (5-24) se obține:

$$\begin{aligned} \Delta t_{ut} &= t_{ab.înc} - t_0 - (\Delta t_{dep} + \Delta t_{e.h} + \Delta t_{r.h}) \\ \Delta t_{ut} &= \Delta t_{tot} - \Sigma \Delta t_{pierd} \end{aligned} \qquad (5\text{-}25)$$

unde $\Sigma \Delta t_{pierd} = \Delta t_{dep} + \Delta t_{e.h} + \Delta t_{r.h}$ se numește suma pierderilor de temperatură.

La instalații de evaporare în mai multe trepte, Δt_{tot} este diferența între temperatura de condensare a aburului de încălzire în prima treaptă și temperatura de condensare a vaporilor secundari în ultima treaptă:

$\Sigma \Delta t_{pierd} = (\Sigma \Delta t_{dep} + \Delta t_{e.h} + \Delta t_{r.h})$ este suma pierderilor de temperatură pentru toate treptele.

8. Repartizarea diferenței utile de temperatură între treptele unei instalații de evaporare se face:

a) în cazul calculului suprafeței totale minime a tuturor treptelor — proporțional cu $\sqrt{Q/K}$:

$$\Delta t_i = \frac{\Delta t_{ut} \cdot \sqrt{Q_i/K_i}}{\sum_{i=1}^{n} \sqrt{Q_i/K_i}} \qquad (5\text{-}26)$$

b) în cazul calculului pentru suprafeţe egale la toate treptele — proporţional cu raportul Q/K :

$$\Delta t_i = \frac{\Delta t_{ut} \cdot Q_i/K_i}{\sum_{i=1}^{n} Q_i/K_i} \qquad (5\text{-}27)$$

unde : Q_i este căldura schimbată în treapta considerată ;
K_i — coeficientul total de transmitere a căldurii la treapta considerată.

9. Debitul apei de răcire în condensatoare de suprafaţă, $m_{apă}$ (în kg/s) se determină din ecuaţia bilanţului termic al condensatorului :

$$m_{apă} = \frac{W(i'' - i')}{c(t_2 - t_1)} \qquad (5\text{-}28)$$

unde : W este debitul vaporilor secundari, intraţi în condensator, kg/s ;
i'' — entalpia acestor vapori, J/kg ;
i' — entalpia condensatului la ieşirea din condensator, J/kg ;
t_1, t_2 — temperatura iniţială şi finală a apei de răcire, grd ;
c — căldura specifică a apei, J/kg·grd.

În condensatoarele de amestec temperatura condesatului este egală cu temperatura finală a apei de răcire t_2. De aceea :

$$m_{apă} = W \frac{i'' - ct_2}{c(t_2 - t_1)} \qquad (5\text{-}29)$$

Cantitatea de aer aspirată de pompa de vid din condensatorul barometric, m_{aer} (în kg/s) se determină cu relaţia empirică :

$$m_{aer} = 0{,}000025(W + m_{apă}) + 0{,}01W \qquad (5\text{-}30)$$

unde : W este debitul vaporilor secundari, intraţi în condensator, kg/s.
$m_{apă}$ — debitul apei de răcire în condensator, kg/s.

Volumul aerului saturat cu vapori de apă V (în m³/s) aspirat din condensatorul barometric cu funcţionare în contracurent este :

$$V = \frac{R \cdot m_{aer} \cdot T_{aer}}{M_{aer}(P - P_{ab})} = \frac{287 \cdot T_{aer} \cdot m_{aer}}{P - P_{ab}} \qquad (5\text{-}31)$$

Aici : T_{aer} este temperatura absolută a aerului evacuat din condensatorul barometric, care se determină cu relaţia aproximativă :

$$T_{aer} = 273 + [t_{apă.in} + 0{,}1(t_{apă.f} - t_{apă.i}) + 4] \qquad (5\text{-}32)$$

$t_{apă.i}$ şi $t_{apă.f}$ — temperaturile iniţiale şi finale ale apei, grd. (temperatura finală a apei, $t_{apă\,f}$ se ia cu cca. 3°C mai mică decît temperatura de condensare a vaporilor secundari) ;
P — presiunea absolută în condensatorul barometric, Pa (N/m²) ;
P_{ab} — presiunea vaporilor de apă saturanţi la temperatura T_{aer}, Pa(N/m²) ;
R — constanta gazelor, J/kmol·grd.

Înălţimea coloanei barometrice H (în m) depinde de vidul din condensator şi este egală cu :

$$H = H_0 + H_{r.h} + 0{,}5 \qquad (5\text{-}33)$$

unde : $H_0 = 10{,}33 \frac{\Delta p}{760}$

Δp — depresiunea (vidul) în condensator, mm Hg.

$$H_{r.h} = \frac{w^2}{2g}\left(1 + \lambda \frac{H}{d} + 0{,}5\right)$$

w — viteza lichidului în coloana barometrică, m/s ;
λ — coeficient de frecare ;
d — diametrul coloanei barometrice, m.

10. Cantitatea de cristale m_{cr} (în kg) ce se formează se determină din ecuaţia bilanţului de materiale al cristalizorului :

$$m_{cr} = \frac{m_1(x_2 - x_1) - W \cdot x_2}{x_2 - x_{cr}} \qquad (5\text{-}34)$$

unde : m_1 este cantitatea de soluţie iniţială, kg ;
x_1 — concentraţia soluţiei iniţiale în raport cu sarea anhidră, fracţii masice sau % ;
x_2 — concentraţia în raport cu sarea anhidră a soluţiei saturate (soluţie-mamă) după cristalizare, fracţii masice sau % ;
W — cantitatea de solvent evaporată, kg ;
$x_{cr} = \frac{M}{M_{cr}}$ — raportul între masele molare ale substanţei anhidre şi cristalohidratului.

Dacă substanţa cristalizează în formă anhidră, $x_{cr} = 1$.

La efectuarea cristalizării fără evaporarea unei părţi din solvent ($W = 0$) rezultă :

$$m_{cr} = \frac{m_1(x_1 - x_2)}{x_{cr} - x_2} \qquad (5\text{-}35)$$

11. Căldura specifică de dizolvare q_d (în J/kg) a substanţelor solide cu solubilitate mică, poate fi determinată cu relaţia :

$$q_d = \frac{19{,}2 \cdot 10^3 \cdot \lg \frac{c_1}{c_2}}{M\left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right)} \qquad (5\text{-}36)$$

unde : c_1 şi c_2 sînt solubilităţile substanţei la temperaturile absolute T_1 şi T_2 ;
M — masa molară a substanţei dizolvate, kg/kmol.

Căldura latentă de topire, q_t (în J/kg), în lipsa datelor experimentale, poate fi calculată cu următoarele relații aproximative :

a) pentru compuși anorganici :

$$q_t = 25{,}1\cdot 10^3 \frac{T_t}{M} \qquad (5\text{-}37)$$

b) pentru compuși organici :

$$q_t = 41{,}9\cdot 10^3 \frac{T_t}{M} \qquad (5\text{-}38)$$

unde : T_t este temperatura absolută de topire, K ;
M — masa molară a compusului, kg/kmol.

Căldura Q (în J) ce se degajă la cristalizarea, fără evaporarea unei părți din solvent, se determină din ecuația bilanțului termic al cristalizatorului :

$$Q = m_1\cdot c(t_1 - t_2) + m_{cr}\cdot q \qquad (5\text{-}39)$$

unde : m_1 este masa soluției inițiale, kg ;
c — căldura specifică a soluției inițiale, J/(kg,K) ;
t_1 și t_2 — temperatura inițială și finală a soluției, °C sau K ;
m_{cr} — cantitatea cristalelor formate, kg ;
q — căldura latentă de cristalizare, J/kg.

5.2. EXEMPLE

Exemplul 5-1. Soluția inițială de hidroxid de sodiu conține 79 g/l apă. Densitatea la 30°C a soluției concentrate prin evaporare este 1,555 g/cm³. Aceste ii corespunde concentrația 840 g/l soluție. Să se determine cantitatea de apă evaporată pentru o tonă de soluție inițială.

Rezolvare. Fracția masică a substanței dizolvate în soluția inițială

$$x_{in} = \frac{79}{1\,000 + 79} = 0{,}0733$$

Pentru soluția finală (concentrată) :

$$x_{conc} = \frac{840}{1\,555} = 0{,}54$$

Cantitatea de apă evaporată pentru o tonă de soluție inițială :

$$W = m_{in}\left(1 - \frac{x_{in}}{x_{conc}}\right) = 1\,000\left(1 - \frac{0{,}0733}{0{,}54}\right) = 865 \text{ kg}$$

Exemplul 5-2. Să se calculeze căldura specifică a soluției apoase cu concentrația 25% salicilat de sodiu.

Rezolvare. Deoarece concentrația soluției este mai mare decît 20%, căldura specifică a soluției se determină cu relația (5-12).

Se determină întîi căldura specifică c_1 a salicilatului de sodiu uscat cu relația (5-13), utilizînd datele din tabela 5-1. Formula chimică a acestei sări este : $C_6H_4(OH)COONa$; $M = 160$:

$$c_1 = \frac{7{,}5\cdot 7 + 9{,}6\cdot 5 + 16{,}8\cdot 3 + 26{,}0}{160} = 1\,110 \text{ J/kg}\cdot\text{grd}$$

Căldura specifică a soluției 25% este :

$$c = 4\,190(1 - x) + c_1\cdot x = 4\,190\cdot 0{,}75 + 1\,110\cdot 0{,}25 = 3\,420 \text{ J/kg}\cdot\text{grd}$$

Exemplul 5-3. Să se determine, folosind regula liniarității, temperatura de fierbere a anilinei sub un vid de 0,8 at, adică la o presiune reziduală de 0,2 at. Se cunoaște că la temperatura de 160°C presiunea vaporilor saturați de anilină este 390 mm Hg iar la presiunea atmosferică, temperatura de fierbere a anilinei este 184°C.

Rezolvare. Se folosește ca lichid etalon hexanul. Din diagramă (fig. XVII) se găsește pentru hexan :

la $p_1 = 390$ mm Hg $\qquad t_{1,et} = 49{,}2$°C

la $p_2 = 760$ mm Hg $\qquad t_{2,et} = 69$°C

Atunci :

$$\frac{t_1 - t_2}{t_{1,et} - t_{2,et}} = \frac{160 - 184}{49{,}2 - 69} = 1{,}21$$

La presiunea absolută 0,2 ata sau 0,2·735 = 147 mm Hg temperatura de fierbere a hexanului este 24,5 (fig. XVII).

Prin urmare :

$$\frac{160 - t}{49{,}2 - 24{,}5} = 1{,}21 \quad \text{de unde } t = 130{,}1\text{°C}$$

Dacă se rezolvă această problemă cu ajutorul diagramei liniarității construită prin utilizarea apei ca lichid etalon (fig. XV) se obține temperatura de fierbere a apei egală cu 60° la presiunea $p = 0{,}2$ ata. Pe diagrama liniarității se găsește punctul de intersecție a ordonatei de 60°C (pentru apă) cu linia 12 (pentru anilină). Acestui punct de intersecție îi corespunde pe abscisă temperatura de fierbere a anilinei, egală cu 130°C.

Exemplul 5-4. Să se calculeze cu ajutorul regulii liniarității căldura latentă de vaporizare a anilinei la presiunea $p = 0{,}2$ ata.

Rezolvare. Se utilizează relația (5-17) luînd ca lichid etalon hexanul. Temperatura de fierbere a anilinei la $p = 0{,}2$ ata este 130°C (v. exemplul anterior). Temperatura de fierbere a hexanului la $p = 0{,}2$ ata este 24,5°C. Căldura latentă de vaporizare a hexanului la temperatura de 24,5°C se găsește din figura XVIII : $r_{et} = 366\cdot 10^3$ J/kg.

Raportul $\frac{dT_{et}}{dT}$ se găsește din datele exemplului precedent,

$$\frac{dT_{et}}{dT} = \frac{1}{const.} = \frac{1}{1{,}21} = 0{,}826$$

Înlocuind toate aceste valori în relaţia (5-17), se obţine :

$$r = r_{et} \cdot \frac{M_{et}}{M} \left(\frac{T}{T_{et}} \right)^2 \cdot \frac{dT_{et}}{dT} =$$

$$= 366 \cdot 10^3 \cdot \frac{86}{93} \cdot \left(\frac{273 + 130}{273 + 24,5} \right)^2 \cdot 0,826 = 515\,000 \text{ J/kg}$$

Dacă se consideră apa ca lichid etalon şi nu hexanul, se obţin următoarele date :

Pentru apă la $p = 0,2$ ata temperatura de fierbere este 59,7°C, iar căldura latentă de vaporizare (v. tabelul LVII) $r = 2\,358 \cdot 10^3$ J/kg.

Raportul dT_{et}/dT îl găsim din figura XV, considerat a fi panta liniei 12 :

$$\frac{dT_{et}}{dT} = \frac{110 - 20}{200 - 80} = 0,75$$

Înlocuind în relaţia 5-17 se obţine :

$$r = 2\,358 \cdot 10^3 \cdot \frac{18}{93} \left(\frac{273 + 130}{273 + 59,7} \right)^2 \cdot 0,75 = 505\,000 \text{ J/kg}$$

Exemplul 5-5. Să se determine debitul aburului de încălzire într-un evaporator cuo treaptă de concentrare cu funcţionare continuă în care se concentrează soluţie de NaOH. Debitul soluţiei iniţiale este 2 t/h, concentraţia iniţială 14,1% (masă), iar concentraţia finală 24,1% (masă).

Temperatura aburului de încălzire este 150°C. Temperatura de fierbere a soluţiei în aparat 113°C. Căldura pierdută în mediul înconjurător se consideră 58 000 W.

Calculul se va face în trei variante :

a) soluţia intră în evaporator la temperatura de 20°C ;

b) soluţia intră în evaporator la temperatura de fierbere din aparat ;

c) soluţia intră în evaporator supraîncălzită la 130°C.

Rezolvare. Pentru determinarea consumului de abur de încălzire se calculează consumul de căldură în aparat.

Debitul de apă evaporată :

$$W = m_{in} \left(1 - \frac{x_{in}}{x_{conc.}} \right) = 2\,000 \left(1 - \frac{14.1}{24,1} \right) = 829 \text{ kg/h}$$

Se determină consumul de căldură pentru evaporarea apei. La 113°C căldura latentă de vaporizare a apei $r = 2\,225 \cdot 10^3$ J/kg (tabela LVI), deci consumul de căldură pentru evaporare este :

$$Q_{ev} = W \cdot r = \frac{829 \cdot 2\,225 \cdot 10^3}{3\,600} = 510\,000 \text{ W}$$

Se determină consumul de căldură pentru încălzirea soluţiei. Trebuie calculată căldura specifică a soluţiei iniţiale.

Căldura specifică a NaOH solid se calculează cu relaţia (5-13) :

$$c_1 = \frac{16,8 + 9,6 + 26,0}{40} = 1\,310 \text{ J/(kg·K)}$$

Căldura specifică a soluţiei 14,1% NaOH în apă este :

$$c = 1\,310 \cdot 0,141 + 4\,190 \cdot 0,859 = 3\,780 \text{ J/(kg·K)}$$

Se calculează căldura necesară pentru încălzirea soluţiei pentru fiecare variantă :

a) temperatura iniţială a soluţiei este 20°C.

$$Q_{inc} = \frac{2\,000 \cdot 3\,780}{3\,600} (113 - 20) = 195\,000 \text{ W}$$

b) temperatura iniţială este egală cu temperatura de fierbere.

$$Q_{inc} = 0$$

c) soluţia intră în aparat supraîncălzită la 130°C.

$$Q_{inc} = \frac{2\,000 \cdot 3\,780}{3\,600} (113 - 130) = -35\,700 \text{ W}$$

Se calculează şi efectul termic de concentrare a NaOH pentru a stabili mărimea acestei componente a bilanţului termic al evaporatorului.

Căldurile de formare ale hidroxidului de sodiu în soluţie, cu n moli de apă sînt :

n	3	5	7	9	13,5
$\frac{kJ}{mol}$	456,6	465,5	469,1	469,5	470,23

Se calculează numărul de moli de apă ce revin la un mol de NaOH.

Pentru soluţia iniţială :

— numărul de moli de NaOH la 1 kg soluţie :

$$\frac{141}{40} = 3,52$$

— numărul de moli de apă la 1 kg soluţie

$$\frac{1000 - 141}{18} = \frac{859}{18} = 47,7$$

— numărul de moli de apă la 1 mol NaOH

$$\frac{47,7}{3,52} = 13,5$$

Pentru soluţia finală :

— numărul de moli NaOH la 1 kg soluţie

$$\frac{241}{40} = 6,02$$

— numărul de moli de apă la 1 kg soluţie

$$\frac{1\,000 - 241}{18} = \frac{759}{18} = 42,1$$

— numărul de moli de apă la 1 mol NaOH

$$\frac{42,1}{6,02} = 7,0$$

Deci efectul termic de concentrare va fi :

$$(470,23 - 469,1) = 1,130 \text{ kJ/mol NaOH}$$

Efectul termic total de concentrare (deshidratare) va fi :

$$Q_a = \frac{3,52 \cdot 2\,000}{3\,600} \cdot 1\,130 = 2\,220 \text{ W}$$

Se întocmeşte tabelul recapitulativ cu consumurile termice (în W) ale evaporatorului în toate cele trei variante (tabela 5-3).

Tabelul 5-3

Scopul consumului de căldură	Varianta		
	a	*b*	*c*
Pentru evaporarea apei	510 000	510 000	510 000
Pentru efectul termic de concentrare (deshidratare)	2 220	2 220	2 220
Pierderi de căldură	58 000	58 000	58 000
Pentru încălzirea soluţiei	195 000	0	−35 700
TOTAL	765 220	570 220	534 520

Din tabela prezentată se observă că efectul termic de concentrare este foarte mic şi se poate neglija.

Se determină debitul aburului de încălzire.

Din tabela LVI pentru abur de 150°C rezultă :

$$i'' = 2\,753 \cdot 10^3 \text{ J/kg}; \quad i' = 633 \cdot 190^3 \text{ J/kg}$$

$$r = i'' - i' = 2\,120 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Cu relaţia (5-8), la $x = 1$ se obţine :

a) $m_{ab.inc} = \dfrac{765\,220}{2\,120 \cdot 10^3} = 0,361$ kg/s $= 1\,300$ kg/h

b) $m_{ab.inc} = \dfrac{570\,220}{2\,120 \cdot 10^3} = 0,272$ kg/s $= 980$ kh/g

c) $m_{ab.inc} = \dfrac{534\,520}{2\,120 \cdot 10^3} = 0,255$ kg/s $= 920$ kg/h

Exemplul 5-6. Într-un evaporator cu funcţionare discontinuă, avînd suprafaţa de încălzire de 40m², se introduc 20 t soluţie diluată cu concentraţia $x_{in} = 5\%$ masă. Temperatura iniţială a soluţiei diluate este 20°C. Soluţia se evaporă sub vid pînă la concentraţia $x_{conc} = 50\%$ masă. Dependenţa temperaturii de fierbere a soluţiei şi a coeficientului total de transmitere a căldurii în evaporator, în funcţie de concentraţia soluţiei este dată în tabela 5-4.

Tabelul 5-4

Concentraţia x, % masă	5	10	20	30	40	50
Temperatura de fierbere, °C	55	56	60	67	76	95
Coeficientul total de transmitere a căldurii, W/(m²·K)	2 150	1 740	1 130	745	485	280

Coeficientul total de transmitere a căldurii pentru perioada încălzirii soluţiei diluate pînă la începutul fierberii este $K_1 = 350$ W/(m²·K). Temperatura aburului de încălzire este 120°C. Să se determine consumul de abur de încălzire considerînd umiditatea lui 5% şi durata procesului de evaporare.

Rezolvare. Cantitatea de apă evaporată este :

$$W = m_{in}\left(1 - \frac{x_{in}}{x_{conc}}\right) = 20\,000\left(1 - \frac{5}{50}\right) = 18\,000 \text{ kg}$$

Consumul de căldură (fără considerarea pierderilor în mediul înconjurător este) :

$$Q = Q_{inc} + Q_{ev} = m_{in} \cdot c_{in}(t_{fierbere} - t_{in}) + W \cdot r =$$

$$= 20\,000 \cdot 0,95 \cdot 4\,190(55 - 20) + 18\,000 \cdot 2\,321 \cdot 10^3 =$$

$$= 2,8 \cdot 10^9 + 4,19 \cdot 10^{10} = 4,47 \cdot 10^{10} \text{ J}$$

Aici : 0,95·4 190 este căldura specifică a soluţiei apoase cu concentraţia 5%, în J/(kg·K) ;

2 321·10³ este căldura latentă de vaporizare a apei la temperatura medie $\dfrac{55 + 95}{2} = 75$°C (tabela LVI), J/kg.

Debitul de abur :

a) — pentru încălzirea soluţiei diluate pînă la începerea fierberii :

$$m'_{ab.inc.} = \frac{Q_{inc}}{r \cdot x} = \frac{2,8 \cdot 10}{2\,207 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 1\,330 \text{ kg}$$

b) — pentru perioada evaporării :

$$m''_{ab.inc.} = \frac{4,19 \cdot 10^{10}}{2\,207 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 20\,000 \text{ kg}$$

În ambele cazuri căldura latentă de condensare a aburului de încălzire, $r = 2\,207 \cdot 10^3$ J/kg s-a considerat la temperatura de 120°C, (tabela LVI) :

Durata încălzirii soluţiei diluate pînă la începutul fierberii se determină cu relaţia :

$$\tau_1 = \frac{Q_{înc}}{K_1 \cdot A \cdot \Delta t_1} = \frac{2{,}8 \cdot 10^9}{350 \cdot 40 \cdot 82{,}5} = 2\,430 \text{ s} = 0{,}67 \text{ ore}$$

unde : Δt_1 este diferenţa medie de temperatură (considerată în funcţie de timp) între temperatura aburului de încălzire şi temperatura soluţiei în perioada încălzirii.

$$\begin{array}{ccc} 120 & \text{———} & 120 \\ 20 & \text{———} & 55 \\ \hline \Delta t_{mare} = 100 & & \Delta t_{mic} = 65 \end{array}$$

Deoarece $\frac{\Delta t_{mare}}{\Delta t_{mic}} < 2$, atunci $\Delta t_1 = \frac{100 + 65}{2} = 82{,}5$ grd.

Determinarea duratei evaporării în această perioadă, concentraţia x a soluţiei aflată la temperatura de fierbere t şi mărimea coeficientului total de transmitere a căldurii K variază continuu, aşa cum s-a arătat în tabela 5—4.

Ecuaţia căldurii transmise într-un interval infinit de mic de timp $d\tau$.

$$dQ_{ev} = KA(t_{ab} - t)d\tau$$

conţine numai două mărimi constante : temperatura de condensare a aburului $t_{ab} = 120°C$ şi suprafaţa de încălzire $A = 40$ m².

Din această ecuaţie se obţine :

$$A d\tau = \frac{dQ_{ev}}{K(t_{ab} - t)}$$

Integrarea părţii din dreapta a ecuaţiei se poate face grafic.

$$A \cdot \tau_2 = \int_0^{Q_{ev}} \frac{dQ_{ev}}{K(t_{ab} - t)}$$

În tabela 5-5 sînt date mărimile necesare pentru integrarea grafică, pornind de la datele din tabela 5-4.

Tabelul 5-5

x, %	5	10	20	30	40	50
W, kg	0	10 000	15 000	16 660	17 500	18 000
$r \cdot 10^{-3}$, J/kg	2 368	2 368	2 364	2 356	2 345	2 321
$Q_{ev} \cdot 10^{-10}$, J	0	2,37	3,55	3,92	4,10	4,19
$(t_{ab} - t)$, K	65	64	60	53	44	25
$\frac{1}{K(t_{ab} - t)} \cdot 10$, m²/W	7,15	8,95	14,8	25,2	46,8	143

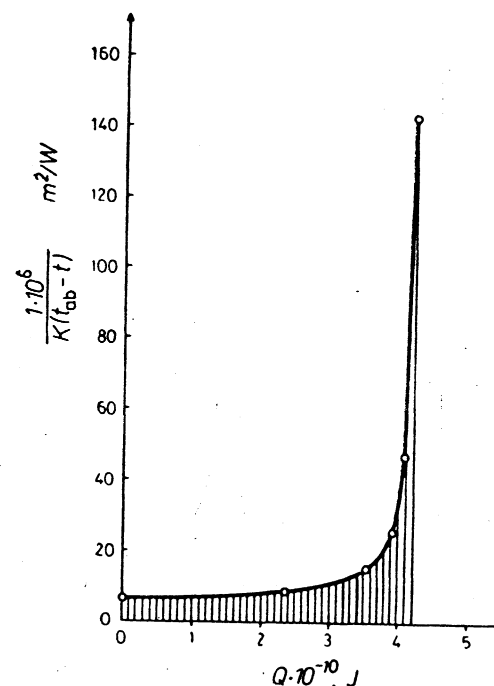


Fig. 5-2. Schiţa la exemplul 5-6.

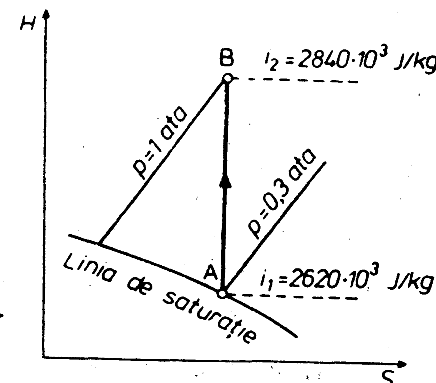


Fig. 5-3. Schiţa la exemplul 5-7.

Cu datele din tabela 5-5 se construieşte graficul (fig. 5-2). Determinînd pe acest grafic mărimea suprafeţei haşurate (de exemplu, după legea trapezului) se obţine :

$$\int_0^{Q_{ev} = 4{,}19 \cdot 10^{10}} \frac{dQ_{ev}}{K(t_{ab} - t)} = A\tau_2 = 547\,000 \text{ m}^2 \cdot \text{s}.$$

de unde :

$$\tau_2 = \frac{547\,000}{40} = 13\,650 \text{ s} = 3{,}8 \text{ ore}$$

Durata totală a procesului este

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = 0{,}67 + 3{,}8 \approx 4{,}5 \text{ ore}$$

Exemplul 5-7. Să se compare consumul teoretic de energie în următoarele două cazuri : a) la pomparea vaporilor secundari cu o pompă de vid din evaporatorul care funcţionează sub vid de 0,7 at ; b) la condensarea vaporilor secundari în condensator şi evacuarea condensatorului cu o pompă. Capacitatea evaporatorului este 1 000 kg/h apă evaporată.

Rezolvare. a) Se admite că procesul de comprimare a aburului în pompa de vid este adiabatic. În acest caz lucrul mecanic consumat se determină cu ecuaţia (2-13). Entalpia se determină din diagrama $i-S$ pentru vapori de apă (fig. 5-3 şi XXV).

$$L = i_2 - i_1 = 2\,840\cdot10^3 - 2\,620\cdot10^3 = 220\cdot10^3 \text{ J/kg}$$

Puterea teoretică necesară (fără a ţine seama de randamentul pompei de vid)

$$N_t = \frac{220\cdot10^3\cdot1\,000}{3\,600} = 62{,}7\cdot10^3 \text{ W} = 62{,}7 \text{ kW}$$

b) la evacuarea cu o pompă a lichidului (condensatului), puterea teoretică necesară a pompei (fără a lua în considerare randamentul ei) se determină cu relaţia :

$$N_t = \frac{1\,000\cdot0{,}7\cdot9{,}81\cdot10^4}{3\,600\cdot1\,000} = 0{,}019 \text{ kW}$$

în care $\frac{1\,000}{3\,600\cdot1\,000} = \frac{1}{3\,600}$ m³/s este debitul apei ;

$0{,}7\cdot9{,}81\cdot10^4 = 68{,}7\cdot10^3$ Pa este diferenţa de presiune.

Din exemplul dat se observă că nu este recomandată evacuarea vaporilor secundari cu o pompă de vid deoarece consumul de energie este cu mult mai mare (cu $62{,}7/0{,}019 = 3\,300$ ori) decît la evacuarea condensatului. De aceea vaporii secundari niciodată nu se evacuează ca atare, ei întotdeauna se condensează.

Exemplul 5-8. Să se determine, utilizînd relaţia lui Babo, creşterea temperaturii de fierbere datorită concentraţiei (depresiunea de temperatură) pentru o soluţie apoasă de clorură de calciu cu concentraţia 25%, ce fierbe la presiunea de 0,5 ata.

Rezolvare. Din tabela XXXVI se găseşte că soluţia apoasă de clorură de calciu 25% la presiunea atmosferică (1,033 ata) fierbe la temperatura de 107,5°C. La această temperatură, presiunea vaporilor saturanţi de apă (tabela LVI) este 1,345 ata.

Raportul presiunii vaporilor deasupra soluţiei şi deasupra apei (la aceeaşi temperatură 107,5°C) este :

$$\left(\frac{p}{p_0}\right)_{107,5} = \frac{1{,}033}{1{,}345} = 0{,}77$$

În conformitate cu legea lui Babo (relaţia 5-16), acest raport se păstrează pentru toate temperaturile de fierbere ale acestei soluţii.

Prin urmare, la temperatura t :

$$\left(\frac{p'}{p_0'}\right)_t = \frac{0{,}5}{p_0'} = 0{,}77$$

de unde se determină $p_0' = \frac{0{,}5}{0{,}77} = 0{,}65$ ata

Se găseşte temperatura t — temperatura de fierbere a apei la presiunea $p_0' = 0{,}65$ ata, egală cu temperatura de fierbere a soluţiei de clorură de calciu la presiunea $p' = 0{,}5$ ata.

Din tabela XXXVIII, la $p_0' = 0{,}65$ ata $= 478$ mm Hg se găseşte temperatura de fierbere a apei $t = 87{,}5$°C. Temperatura de fierbere a apei la presiunea $p = 0{,}5$ ata este 80,9°C (tabela LVII).

Creşterea temperaturii de fierbere a soluţiei faţă de a solventului, în condiţiile date va fi :

$$\Delta t_{dep} = 87{,}5 - 80{,}9 = 6{,}6\ ^\circ\text{C}$$

Din tabela 5-2 la $p/p_0 = 0{,}77$ şi $p = 0{,}5$ ata $= 358$ mm Hg rezultă că nu este cazul să se facă corecţie pentru această diferenţă de temperatură.

Exemplul 5-9. Să se determine creşterea temperaturii de fierbere datorită efectului hidrostatic la evaporarea unei soluţii apoase de clorură de calciu 25% la presiune scăzută şi nivel optim al soluţiei în ţevile de încălzire. Înălţimea ţevilor este $h_t = 4$ m, iar presiunea la suprafaţa soluţiei $p = 0{,}36$ ata (vezi fig. 5-1).

Rezolvare. La presiunea $p_1 = 0{,}36$ ata temperatura de fierbere a apei este $t_1 = 72{,}7$°C (tabela LVII).

Nivelul optim al soluţiei în evaporator se determină cu relaţia (5-22) :

$$h_n = [0{,}26 + 0{,}0014(\rho_{sol} - \rho_{apă})]h_t$$

Astfel, densitatea soluţiei şi apei trebuie luate la temperatura de fierbere a soluţiei, deocamdată necunoscută. Se consideră, de exemplu $t_{fierb} = 85$°C :

$$h_n = [0{,}26 + 0{,}0014(1\,195 - 969)]\,4 = 2{,}3 \text{ m}$$

Aici :

$\rho_{sol} = 1\,195$ kg/m³ tabela III

$\rho_{apă} = 969$ kg/m³ tabela XXXIX

Presiunea în stratul mediu al soluţiei se calculează cu ecuaţia (5-19) :

$$p_{med} = p_1 + \frac{h_n}{2}\cdot\rho_{sol}\cdot g = 0{,}36 + \frac{2{,}3}{2}\cdot\frac{1\,195\cdot9{,}81}{9{,}81\cdot10^4} = 0{,}5 \text{ ata}$$

Temperatura de fierbere a apei la $p_{med} = 0{,}5$ ata este $t_{med} = 80{,}9$°C (tabela LVII).

Creşterea temperaturii de fierbere datorită efectului hidrostatic se calculează cu relaţia (5-23) :

$$\Delta t_{eh} = t_{med} - t_1 = 80{,}9 - 72{,}7 = 8{,}2\ ^\circ\text{C}$$

Se verifică temperatura de fierbere admisă pentru soluţie. Ţinînd cont de Δt_{dep} calculat în exemplul anterior $t_{fierb} = t_{med} + \Delta t_{dep} = 80{,}9 + 6{,}6 = 87{,}5$°C, faţă de 85°C valoarea admisă. Întrucît densitatea lichidelor se modifică foarte puţin cu temperatura se consideră calculul corect.

Exemplul 5-10. Vaporii secundari dintr-un evaporator intră în condensatorul barometric printr-o conductă cu diametrul 150 mm. Viteza vaporilor în conductă este 50 m/s. Presiunea în condensator este $p_0 = 0{,}3$ ata. Lungimea conductei se consideră 19 m, iar coeficientul de frecare $\lambda = 0{,}03$. Pe conductă se găsesc trei coturi de 90° ($\zeta = 0{,}2$). Să se determine creşterea temperaturii datorită rezistenţelor hidraulice (depresiunea hidraulică) $\Delta t_{r.h}$.

Rezolvare. Conform ecuației (5-23):

$$\Delta t_{r.h} = t_1 - t_0$$

La $p_0 = 0{,}3$ ata, $t_0 = 68{,}7$°C (tabela LVII). Pentru determinarea temperaturii t_1 este necesar să se găsească presiunea la suprafața soluției din evaporator p_1 conform relației,

$$p_1 = p_0 + \Delta p_{r.h} \quad \text{(fig. 5-1)}$$

unde:

$$\Delta p_{r.h} = \frac{w^2 \cdot \rho_v}{2}\left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \Sigma\zeta\right)$$

Suma coeficienților rezistențelor locale este:

— intrarea în conductă . . . . . . 0,5 (tabela XIII)

— coturi . . . 3·0,2 0,6

$$\Sigma\zeta = 1{,}1$$

$$\Delta p_{r.h} = \frac{50^2 \cdot 0{,}188}{2}\left(1 + \frac{0{,}03 \cdot 19}{0{,}15} + 1{,}1\right) = 1\,390 \text{ Pa}$$

unde: $\rho_v = 0{,}188$ kg/m³ — densitatea vaporilor saturanți (tabela LVII)

$$p_1 = p_0 + \Delta p_{r.h} = 0{,}3 + \frac{1\,390}{9{,}81 \cdot 10^4} = 0{,}314 \text{ ata}$$

Din tabela LVII, la $p_1 = 0{,}314$ ata rezultă $t_1 = 69{,}6$°C.

Creșterea temperaturii de fierbere datorită rezistențelor hidraulice este:

$$\Delta t_{r.h} = t_1 - t_0 = 69{,}6 - 68{,}7 = 0{,}9\text{°C sau K.}$$

Exemplul 5-11. Să se determine suprafața de încălzire necesară pentru un evaporator cu funcționare sub vid (fig. 5-1) și debitul aburului de încălzire pentru concentrarea soluției de clorură de calciu de la 15% la 25%. Productivitatea considerată față de soluția inițială este 20 000 kg/h. Presiunea aburului de încălzire este 1,4 ata iar umiditatea acestuia 5%. Presiunea în condensatorul barometric $p_0 = 0{,}345$ ata. Soluția diluată intră în evaporator la $t_{in} = 75$°C.

Coeficientul total de transmitere a căldurii se consideră 1 000 W/m²·K iar pierderile de căldură 5% din căldura utilă.

Rezolvare. Se determină temperatura medie de fierbere pentru soluția de clorură de calciu 25%, în evaporator cu ajutorul relației 5-21.

$$t_{fierb} = t_0 + \Delta t_{r.h} + \Delta t_{e.h} + \Delta t_{dep}$$

La $p_0 = 0{,}345$ ata, $t_0 = 71{,}7$°C (tabela LVII). Considerăm $\Delta t_{r.h} = 1$ K. Atunci $t_1 = t_0 + \Delta t_{r.h} = 72{,}7$°C, ceea ce corespunde unei presiuni $p_1 = 0{,}36$ ata (tabela LVI).

Considerăm înălțimea țevilor 4 m. În acest caz $p_{med} = 0{,}5$ ata și $\Delta t_{e.h} = 8{,}2$ K (v. exemplul 5-9).

Creșterea temperaturii de fierbere datorită concentrației soluției, la presiunea $p_{med} = 0{,}5$ ata este $\Delta t_{dep} = 0{,}5$ ata este $\Delta t_{dep} = 6{,}6$ K (v. exemplul 5-8).

Temperatura medie de fierbere a soluției va fi:

$$t_{fierb} = 71{,}7 + 1 + 8{,}2 + 6{,}6 = 87{,}5\text{°C.}$$

Se determină consumul de căldură în evaporator.

Căldura specifică a soluției diluate se calculează cu relația (5-11):

$$c_{in} = 4\,190\,(1 - x_{in}) = 4190(1 - 0{,}15) = 3\,560 \text{ (J/(kg·K)}$$

Consumul de căldură pentru încălzirea soluției diluate se calculează cu relația (5-5):

$$Q_{inc} = m_{in} \cdot c_{in}(t_{fierb} - t_{in}) = \frac{20\,000}{3\,600} \cdot 3\,560(87{,}5 - 75) = 247\,000 \text{ W}$$

Debitul apei evaporate se calculează cu relația (5—3):

$$W = m_{in}\left(1 - \frac{x_{in}}{x_{conc}}\right) = \frac{20\,000}{3\,600}\left(1 - \frac{15}{25}\right) = 2{,}22 \text{ kg/s}$$

Căldura latentă de vaporizare a apei la $p_{med} = 0{,}5$ ata este $r = 2\,307 \cdot 10^3$ J/kg (tabela LVII).

Consumul de căldură pentru evaporarea apei:

$$Q_{ev} = W \cdot r = 2{,}22 \cdot 2\,307 \cdot 10^3 = 5\,120\,000 \text{ W}$$

Consumul total de căldură, considerînd și pierderile este:

$$Q = 1{,}05(Q_{inc} + Q_{ev}) = 1{,}05(247\,000 + 5\,120\,000) = 5\,650\,000 \text{ W}$$

Se calculează suprafața de încălzire a evaporatorului cu ecuația:

$$A = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_u} = \frac{5\,650\,000}{1\,000 \cdot 21{,}2} = 266 \text{ m}^2$$

Aici

$$\Delta t_u = t_{ab.inc} - t_{fierb} = 108{,}7 - 87{,}5 = 21{,}2 \text{ K.}$$

unde: $t_{ab.inc} = 108{,}7$°C este temperatura aburului de încălzire la presiunea $p = 1{,}4$ ata (tabela LVII).

Din catalog se alege un evaporator cu suprafața de încălzire mai mare cu 15—20% decît suprafața calculată.

Debitul aburului de încălzire se calculează cu relația (5-8):

$$m_{ab.inc} = \frac{Q}{r_{ab.inc} \cdot x} = \frac{5\,650\,000}{2\,237 \cdot 10^3 \cdot 0{,}95} = 2{,}66 \text{ kg/s}$$

Aici:

$r_{ab.inc} = 2\,237 \cdot 10^3$ J/kg este căldura latentă de condensare a aburului a $p = 1{,}4$ ata (tabela LVII), iar $x = 0{,}95$ este conținutul de abur saturant.

Consumul specific al aburului de încălzire este : (relația 5-9) :

$$d = \frac{m_{ab.înc}}{W} = \frac{2,66}{2,22} = 1,2 \text{ kg abur încălzire/kg apă evaporată.}$$

Exemplul 5-12. Ce cantitate de cristale se separă într-un cristalizator la răcirea a 10 t soluție apoasă saturată de carbonat de potasiu de la 80°C la 35°C fără evaporare de apă ? Carbonatul de potasiu cristalizează cu două molecule de apă.

Rezolvare. Se utilizează relația (5-35). Din curba de solubilitate a carbonatului de potasiu (fig. XX) se găsesc concentrațiile soluțiilor saturate la cele două temperaturi :

la 80°C . . . . $10 \dfrac{\text{moli } K_2CO_3}{1\,000 \text{ g apă}}$

la 35°C . . . . $8,15 \dfrac{\text{moli } K_2CO_3}{1\,000 \text{ g apă}}$

Masa molară a K_2CO_3 este 138 kg/kmol. Prin urmare :

$$x_{80} = \frac{10 \cdot 138}{1\,000 + 10 \cdot 138} = 0,58 \text{ kg/kg}$$

$$x_{35} = \frac{8,15 \cdot 138}{1\,000 + 8,15 \cdot 138} = 0,53 \text{ kg/kg}$$

$$x_{cr} = \frac{M}{M_{cr}} = \frac{138}{174} = 0,793$$

unde 174 este masa molară a $K_2CO_3 \cdot 2\,H_2O$ kg/kmol.

Înlocuind aceste valori în relația (5-35) se obține :

$$m_{cr} = \frac{m_1(x_1 - x_2)}{x_{cr} - x_2} = \frac{10\,000(0,58 - 0,53)}{0,739 \cdot 0,53} = 1\,900 \text{ kg}$$

Exemplul 5-13. Să se determine căldura care trebuie îndepărtată dintr-un cristalizator cu funcționare continuă pentru a răci de la 90°C la 40°C, 5 000 kg/h soluție apoasă de $NaNO_3$, care conține la 90°C, 16 mol $NaNO_3$ la 1 000 g apă. Se va ține seama că din cristalizor în același timp cu răcirea soluției se evaporă apă în proporție de 3% din cantitatea de soluție inițială.

Rezolvare. Din curba solubilității $NaNO_3$ (fig. XX) se găsește concentrația de saturație a soluției apoase de NaOH la 40°C ca fiind egală cu 12,3 mol/1 000 g apă.

Prin răcirea soluției la 40°C, se va separa cantitatea de cristale m_{cr} (în kg/s) rezultînd din relația (5-34) :

$$m_{cr} = \frac{m_1(x_2 - x_1) - W \cdot x_2}{x_2 - x_{cr}}$$

Se calculează concentrațiile, în fracții masice :

$$x_1 = \frac{16 \cdot 85}{1\,000 + 16 \cdot 85} = 0,576 \text{ kg/kg}$$

$$x_2 = \frac{12,3 \cdot 85}{1\,000 + 12,3 \cdot 85} = 0,511 \text{ kg/kg}$$

Aici, 85 este masa molară a $NaNO_3$, în kg/kmol. Mărimea $x_{cr} = 1$, deoarece sarea cristalizează în formă anhidră.
Deci,

$$m_{cr} = \frac{5\,000(0,511 - 0,576) - 0,03 \cdot 5\,000 \cdot 0,511}{3\,600(0,511 - 1)} = 0,229 \text{ kg/s}$$

Căldura ce trebuie îndepărtată se calculează cu relația :

$$Q = m_1 \cdot c(t_1 - t_2) + m_{cr} \cdot q - W \cdot r$$

unde : W este debitul apei evaporate, kg/s ;
r — $2\,345 \cdot 10^3$ J/kg este căldura latentă de evaporizare a apei, considerată la temperatura medie de cristalizare $\frac{90 + 40}{2} = 65$°C.

Căldura specifică de cristalizare a $NaNO_3$, se consideră $q = 21100 \cdot 10^3$ J/kmol (tabela XXXVII).

Căldura specifică c a soluției se determină cu relația (5—12), după ce în prealabil se calculează căldura specifică a substanței solide c_1 cu relația (5-13) :

$$c_1 = \frac{26,0 + 26,0 + 3 \cdot 16,8}{85} = 1\,200 \text{ J/kg·grd}$$

Pentru soluție, fracția masică este $x = 0,576 \dfrac{\text{kg sare}}{\text{kg soluție}}$

deci :

$$c = 4\,190(1 - 0,576) + 1\,200 \cdot 0,576 = 2\,470 \text{ J/kg·grd}$$

Căldura ce trebuie îndepărtată este :

$$Q = \frac{5\,000}{3\,600} \cdot 2470(90 - 40) + 0,229 \frac{21\,100 \cdot 10^3}{85} - \frac{0,03 \cdot 5\,000 \cdot 2\,345 \cdot 10^3}{3\,600}$$

$$Q = 130\,000 \text{ W}$$

Exemplul 5-14. În condițiile exemplului precedent să se determine suprafața de răcire și debitul de apă în cristalizor. Coeficientul total de transmitere a căldurii, se va considera egal cu 100 W/m²·grd. Apa intră în mantaua de răcire la 15°C și iese la 20°C. Răcirea se realizează în contracurent.

Rezolvare. Suprafața de răcire se determină cu ajutorul relației :

$$A = \frac{Q'}{K \cdot \Delta t_m}$$

În condițiile exemplului, schema temperaturilor va fi:

$$\begin{array}{ccc} 90 & \text{———} & 40 \\ 20 & \text{———} & 15 \\ \hline \Delta t_1 = 70\ \text{K} & & \Delta t_2 = 25\ \text{K} \end{array}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2{,}3 \lg \dfrac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{70 - 25}{2{,}3 \lg \dfrac{70}{25}} = 43{,}7\ \text{K}$$

Prin urmare:

$$A = \frac{130\,000}{100 \cdot 43{,}7} = 30\ \text{m}^2$$

Debitul apei de răcire:

$$m_a = \frac{130\,000}{4\,190(20-15)} = 6{,}33\ \text{kg/s} = 22\,400\ \text{kg/h}$$

$$V_a = \frac{22\,400}{1\,000} = 22{,}4\ \text{m}^3/\text{h}$$

5.3. PROBLEME

5-1. Să se calculeze consumul specific de abur saturant uscat la evaporarea apei la presiunea atmosferică și sub un vid de 0,8 at. Presiunea aburului de încălzire este în ambele cazuri $p = 2$ ata. Apa intră în evaporator: a) la temperatura de 15°C; b) preîncălzită la temperatura de fierbere.

5-2. Productivitatea unui evaporator față de soluția inițială este 2 650 kg/h. Concentrația soluției inițiale este 50 g/l apă. Concentrația soluției după evaporare este 295 g/l soluție. Densitatea soluției concentrate este 1 189 kg/m³. Să se găsească productivitatea aparatului în raport cu soluția concentrată.

5-3. Cum variază productivitatea unui evaporator, dacă pe pereții țevilor de încălzire se depune un strat de piatră cu grosimea 0,5 mm? Coeficientul total de transmitere a căldurii pentru țevile curate este 1 390 W/m²·grd. Conductivitatea termică a depunerii este $\lambda = 1{,}16$ W/m·grd.

5-4. Productivitatea unui evaporator, încălzit cu abur de presiune $p = 2{,}5$ ata, trebuie mărită de la 1 200 la 1 900 kg/h în raport cu soluția diluată. Evaporarea se realizează la presiunea atmosferică; temperatura de fierbere în aparat este 105°C, iar soluția se introduce în evaporator preîncălzită la temperatura de fierbere.

Să se determine presiunea pe care trebuie s-o aibă aburul de încălzire. Pierderile de căldură se neglijează, coeficientul total de transmitere a căldurii este constant iar concentrația finală a soluției trebuie să fie aceeași.

5-5. Cîtă apă trebuie evaporată din 1 500 kg soluție de clorură de calciu, pentru a-i schimba concentrația de la 8% la 30% masă?

5-6. Ce cantitate de apă trebuie evaporată dintr-un metru cub acid sulfuric cu densitatea 1 560 kg/m³ (65,2% masă), pentru a obține acid cu densitatea 1 840 kg/m³ (98,7% masă)? Ce volum va ocupa acidul concentrat obținut?

5-7. Într-un evaporator intră 1,4 t/h soluție cu concentrația 9%, care se evaporă la presiunea atmosferică pînă la concentrația 32% masă. Soluția diluată intră în evaporator la temperatura de 18°C. Temperatura de fierbere în aparat este 105°C. Debitul aburului de încălzire ($p = 2$ at) este 1 450 kg/h, iar umiditatea lui este 4,5%. Să se determine pierderile de căldură ale aparatului în mediul înconjurător.

5-8. Să se calculeze căldura specifică a unui amestec frigorific format din 2 l apă, 8 kg gheață și 5 kg clorură de sodiu.

5-9. O soluție este formată din 0,7 m³ acid sulfuric (100%), 400 kg sulfat de cupru ($CuSO_4 \cdot 5H_2O$) și 1,4 m³ apă. Să se determine: a) căldura specifică a soluției; b) cantitatea de abur saturat uscat ($p = 2$ ata) utilizat pentru încălzirea soluției de la 12°C la 58°C. Pierderile de căldură ale aparatului în timpul încălzirii soluției reprezintă 25 100 kJ.

5-10. Într-un evaporator se supun evaporării la presiunea atmosferică 2,69 t/h soluție apoasă cu concentrația 7%. Temperatura de fierbere în aparat este 103°C. Temperatura inițială a soluției diluate este 95°C. Presiunea aburului de încălzire este 2 at. Evaporatorul are suprafața de încălzire egală cu 52 m², iar coeficientul total de transmitere a căldurii este 1 000 W/m²·grd. Căldura pierdută în mediul înconjurător se consideră 110 000 W.

Să se determine: a) concentrația finală a soluției evaporate; b) debitul aburului de încălzire cu umiditatea 5%.

5-11. Într-un evaporator cu suprafața de încălzire de 30 m² ce funcționează continuu la presiunea atmosferică, se concentrează soluție de clorură de potasiu de la 9,5% la 26,6% de (masă). Temperatura inițială a soluției este 18°C. Presiunea aburului de încălzire este 3at. Productivitatea inițială a aparatului a fost 900 kg/h (soluție diluată), dar după un timp oarecare a scăzut la 500 kg/h din cauza stratului de piatră depus. Neglijînd căldura pierdută în mediul înconjurător, să se determine grosimea stratului de piatră depus, considerînd că acesta are $\lambda = 1{,}4$ W/m·grd. Efectul hidrostatic se neglijează.

5-12. În condițiile exemplului 5-7 să se determine consumul de energie la evacuarea vaporilor secundari cu o pompă de vid și evacuarea condensatului cu o pompă, dacă vidul în aparat este 0,95 at.

5-13. Într-o instalație de evaporare cu un singur corp cu funcționare continuă la presiunea atmosferică se introduce o soluție de 12,5% sulfat de amoniu pentru a fi concentrată pînă la 30,6% masă. Debitul de soluție concentrată care iese din aparat este 800 kg/h. Soluția inițială, înainte de intrarea în evaporator se preîncălzește într-un schimbător de căldură de la 24°C la 80°C cu ajutorul aburului secundar. Restul aburului secundar se folosește la încălzirea altor aparate (fig. 5-4). Căldura pierdută reprezintă 6% din căldura utilă, adică din suma $Q_{înc} + Q_{ev}$. Suma $\Delta t_{ch} + \Delta t_{e} = 3$ grd.

Să se determine: a) debitul aburului de încălzire ($p = 2$ at) considerînd umiditatealui 5%; b) cantitatea de abur secundar preluat pentru încălzirea celorlalte aparate de fabricație; c) suprafața de încălzire a schimbătorului de căldură (preîncălzitor), considerînd coeficientul total de transmitere a căldurii $K = 700$ W/(m²·K).

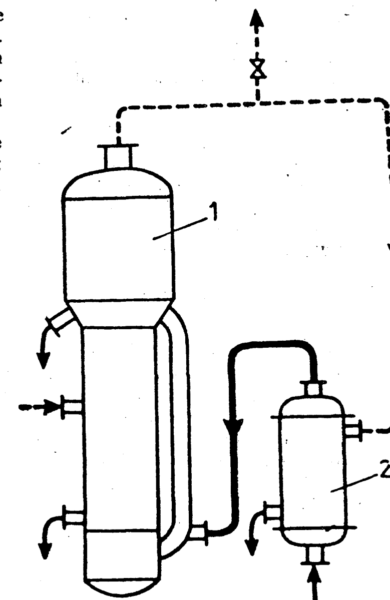


Fig. 5-4. Schița la problema de rezolvat 5-13.
1 — aparat de evaporare; 2 — schimbător de căldură.

5-14. Difenilul fierbe, la presiunea atmosferică, la temperatura de 255°C. Să se calculeze căldura latentă de vaporizare și căldura specifică a difenilului lichid.

5-15. Soluția apoasă conținînd 48% hidroxid de sodiu fierbe sub presiunea de 760 mm Hg, la 140°C, iar sub presiunea de 0,2 ata. la 99°C. Să se determine căldura latentă de vaporizare a apei din această soluție la presiunea de 0,8 ata. și de asemenea căldura specifică a soluției.

5-16. Să se determine temperatura de fierbere a brombenzenului la presiunea $p = 0{,}1$ ata utilizînd diagrama liniarității și nomograma XIV. Să se determine, de asemenea, căldura latentă de vaporizare a brombenzenului la această presiune.

5-17. Să se determine presiunea vaporilor saturați de benzaldehidă la 120°C utilizînd diagrama liniarității.

5-18. Să se calculeze cu ajutorul legii lui Babo şi a tabelului XXXVI, temperatura de fierbere a soluţiei apoase de azotat de amoniu cu concentraţia 42,5%, la presiunea $p = 0{,}4$ ata.

5-19. Într-un evaporator sub vid (fig. 5-1) intră 10 t/h soluţie apoasă de azotat de amoniu cu concentraţia 8%, la temperatura de 74°C. Concentraţia soluţiei după evaporare este 42,5%. Presiunea absolută în stratul mediu al soluţiei la fierbere este 0,4 ata. Presiunea aburului de încălzire este 2 ata. Coeficientul total de transmitere a căldurii se consideră 950 W/m²·K. Căldura pierdută reprezintă 3% din $Q_{inc} + Q_{ev}$. Să se determine suprafaţa de încălzire necesară.

5-20. Cu datele din problema precedentă să se determine presiunea absolută în condensatorul barometric, dacă creşterea temperaturii de fierbere datorită rezistenţelor hidraulice, $\Delta t_{r.h} = 1$ K, iar creşterea temperaturii de fierbere datorită efectului hidrostatic $\Delta t_{eh} = 6{,}7$ K.

5-21. 2 200 kg/h soluţie apoasă diluată se concentrează de la 7% la 24% masă la presiunea atmosferică. Soluţia diluată se introduce în evaporator la 19°C. Creşterea temperaturii de fierbere se datoreşte: depresiunii, 3,5 K; efectului hidrostatic, 3 K, rezistenţelor hidraulice, 1 K.

Presiunea aburului de încălzire este 3 ata. Coeficientul total de transmitere a căldurii este 1 100 W/(m²·K). Să se determine suprafaţa de încălzire necesară evaporatorului şi debitul aburului de încălzire, dacă căldura pierdută în mediul înconjurător se consideră 5% din suma $Q_{inc} + Q_{ev}$, iar umiditatea aburului este 5%.

5-22. Cum se modifică productivitatea unui evaporator care funcţionează la presiunea atmosferică iar încălzirea este asigurată cu abur avînd presiunea $p = 1{,}2$ at, dacă în aparat se realizează un vid de 0,7 at, iar presiunea aburului de încălzire devine $p = 0{,}6$ at?

Efectul hidrostatic în stratul mediu, $\Delta p_{eh} = 9{,}81 \cdot 10^3$ Pa; în ambele cazuri, creşterea temperaturii de fierbere datorită depresiunii este 4 K. soluţia intră în evaporator preîncălzită la temperatura de fierbere. Coeficientul total de transmitere a căldurii este constant, iar căldura pierdută se neglijează.

5-23. Într-un evaporator se concentrează o soluţie apoasă de la 14% la 30% masă. Aburul de încălzire are presiunea 0,9 ata. Diferenţa de temperatură utilă este 11,2 K. Să se calculeze debitul orar de soluţie diluată, care intră în evaporator, dacă suprafaţa de încălzire este 40 m², coeficientul total de transmitere a căldurii se consideră 700 W/(m²·K). Soluţia intră în evaporator preîncălzită la temperatura de fierbere. Presiunea medie în evaporator este 0,4 ata. Căldura pierdută se neglijează.

5-24. Să se determine debitul aburului de încălzire ($p = 2$ ata) şi suprafaţa de încălzire a unui evaporator în care se concentrează 1,6 t/h soluţie de la 10% la 40% masă. Presiunea medie în aparat este 1 ata. Soluţia diluată intră în evaporator la 30°C. Diferenţa de temperatură utilă este 12°C. Coeficientul total de transmitere a căldurii se consideră 900 W/(m²·K). Pierderile de căldură reprezintă 5% din căldura utilă ($Q_{inc} + Q_{ev}$).

5-25. Se concentrează o soluţie de carbonat de potasiu de la 8% la 36% masă sub un vid de 0,2 at. Debitul de soluţie iniţială este 1 500 kg/h. Să se determine cantitatea de apă introdusă: a) într-un condensator barometric, b) într-un condensator de suprafaţă, considerînd că temperatura condensatului este cu 5 grd mai mică decît temperatura de condensare.

În ambele cazuri apa se încălzeşte de la 15° la 35°C.

5-26. Într-un evaporator se realizează concentrarea unei soluţii de la 13% la 38% masă sub un vid (în condensator) de 600 mm Hg (v. fig. 5-1). Debitul apei de răcire în condensatorul barometric este 40 m³/h, apa încălzindu-se de la 14°C la 30°C. Să se determine productivitatea orară a evaporatorului raportată la soluţia diluată şi la cea concentrată. Creşterea temperaturii datorită depresiunii se neglijează. Presiunea atmosferică este 747 mm Hg.

5-27. Într-un evaporator, la suprafaţa soluţiei există un vid de 0,7 at. Debitul soluţiei diluate care intră în evaporator este 2,4 t/h, iar concentraţia 12% masă. Concentraţia finală este 32%. În condensatorul barometric se introduc 38,6 m³/h apă de răcire cu temperatura 12°C. Să se determine temperatura apei la ieşirea din condensatorul barometric. Rezistenţa hidraulică a conductei de abur şi creşterea temperaturii de fierbere datorită depresiunii se neglijează.

5-28. Într-o instalaţie de evaporare cu trei trepte, ce funcţionează în echicurent (fig. 5-7) se concentrează 1 300 kg/h soluţie apoasă cu concentraţia iniţială 9% masă pînă la concentraţia 43%. Să se calculeze concentraţia soluţiei în fiecare corp ştiind că în fiecare corp următor se evaporă cu 10% mai multă apă decît în corpul precedent.

5-29. Care este numărul limită de corpuri pe care le poate avea o instalaţie de evaporare, dacă presiunea aburului de încălzire în primul corp este $p_{abur} = 2{,}3$ at iar presiunea în condensator este 147 mm Hg. Suma pierderilor de temperatură în toate corpurile se consideră $\Sigma\Delta t_p = 11$ K. Diferenţa utilă de temperatură în fiecare corp nu trebuie să fie mai mică de 8 K.

5-30. Într-o instalaţie de evaporare cu două trepte se concentrează 1 000 kg/h soluţie apoasă cu concentraţia iniţială 10% masă. Concentraţia finală a soluţiei în treapta I este 15% iar în treapta a II-a 30%. Temperatura de fierbere în prima treaptă este 108°C, iar în treapta a II-a, 95°C. Să se determine cantitatea de apă evaporată în treapta a II-a prin procesul de autoevaporare şi ce procent reprezintă aceasta din cantitatea totală de apă evaporată în treapta a II-a.

5-31. Într-o instalaţie de evaporare cu două trepte, ce funcţionează în echicurent, intră 1 000 kg/h soluţie apoasă diluată cu concentraţia 8% masă. Concentraţia soluţiei la ieşirea din treapta I este 12% masă. În treapta I evaporarea are loc la temperatura de 105°C şi presiunea 1 ata, iar în treapta a II-a la temperatura 78°C şi presiunea 0,3 ata. Să se determine care este concentraţia finală a soluţiei la ieşirea din treapta a II-a, dacă aburul secundar din treapta I se utilizează complet pentru încălzirea treptei a II-a (nu există preluare de abur suplimentar). Pierderile de căldură se neglijează.

5-32. În treapta a II-a a unei instalaţii de evaporare cu două trepte, ce funcţionează în echicurent, fără preluare de abur suplimentar, intră din prima treaptă 500 kg/h soluţie apoasă cu concentraţia 16%. Temperatura de fierbere în treapta I este 108°C (la presiunea atmosferică), iar în treapta a II-a temperatura este 90°C. Soluţia ieşită din treapta a II-a, avînd concentraţia 28% masă se utilizează într-un schimbător de căldură în contracurent pentru preîncălzirea soluţiei diluate care intră în prima treaptă. Neglijînd pierderile de căldură să se calculeze: a) concentraţia soluţiei diluate ce intră în prima treaptă; b) cu cîte grade se va preîncălzi soluţia diluată în schimbător, dacă soluţia concentrată iese în schimbător cu temperatura de 32°C. Căldura specifică a soluţiei concentrate este 3 350 J/(kg·K).

5-33. Într-o instalaţie de evaporare cu două corpuri ce funcţionează în echicurent intră 1 000 kg/h soluţie apoasă diluată. Concentraţia iniţială este 8% masă, iar concentraţia finală 30% masă. În treapta I evaporarea se realizează la presiunea 1 ata şi temperatura 110°C, iar în treapta a II-a la presiunea 0,3 ata şi temperatura 80°C. Debitul aburului secundar din treapta I este 400 kg/h. O parte din acest abur (fig. 5-5) se foloseşte pentru alte scopuri (abur suplimentar). Neglijînd pierderile de căldură să se determine cantitatea de abur suplimentar ce se poate utiliza pentru alte scopuri.

5-34. Într-un evaporator cu o treaptă (fig. 5-6) ce funcţionează cu pompă de căldură (aburul secundar este comprimat într-un turbocompresor), intră soluţie diluată cu concen-

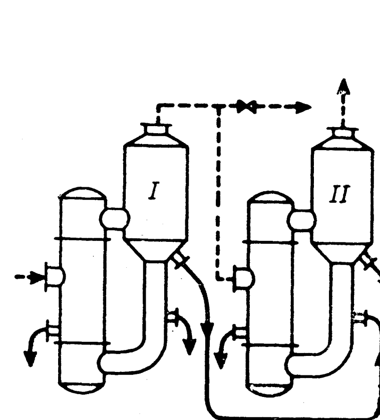
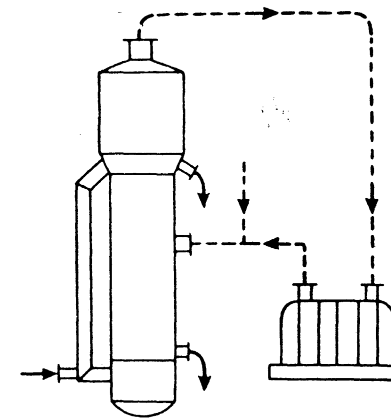


Fig. 5-5. Schiţa la problema de rezolvat 5-33.


Fig. 5-6. Schiţa la problema de rezolvat 5-34.

trația 5% masă. Din aparat ies 550 kg/h soluție cu concentrația 15% masă. Creșterea temperaturii de fierbere datorită concentrației este 2,5 grd. Efectul hidrostatic și al rezistențelor locale, se neglijează. Turbocompresorul comprimă aburul de la presiunea 1 ata la presiunea 2 ata. Căldura pierdută reprezintă 5% din $(Q_{inc} + Q_{ev})$. Temperatura inițială a soluției este 70°C. Să se determine : a) cantitatea de abur saturant de încălzire ce trebuie adăugată ; b) puterea turbocompresorului, dacă randamentul total se consideră 0,72.

5-35. La ce temperatură trebuie răcită soluția apoasă 40% KNO_3, fierbinte, pentru ca, după răcire și separarea cristalelor concentrația soluției saturate (soluției mamă) să fie de două ori mai mică decît concentrația inițială.

5-36. Cîte kilograme de cristale se separă din 4,2 t soluție de Na_2CO_3 ce conține 2,5 moli sare/1 000 g apă, prin răcirea de la 30°C la 15°C ? Sarea cristalizează cu 10 molecule de apă.

5-37. Să se determine suprafața de răcire a unui cristalizator în contracurent, în care se răcesc 10 000 kg/h soluție conținînd 7,0 mol $(NH_4)_2SO_4$/1 000 g apă, de la 85°C la 35°C. În timpul răcirii se evaporă apă (5% din masa soluției inițiale). Coeficientul total de transmitere a căldurii este 127 W/m²·grd. Apa de răcire se încălzește de la 13°C la 24°C. Să se determine, de asemenea, consumul de apă.

5.4. EXEMPLU DE CALCUL AL UNEI INSTALAȚII DE EVAPORARE CU TREI TREPTE

Să se calculeze o instalație de evaporare cu trei corpuri (fig. 5-7) pentru concentrarea a 5 t/h soluție apoasă de NaOH 12%. Concentrația finală a soluției trebuie să fie 40% masă. Soluția intră în evaporator preîncălzită pînă la temperatura de fierbere din aparat. Presiunea aburului de încălzire este 4 at, $t = 143$°C. Vidul din condensatorul barmetric este 0,8 at.

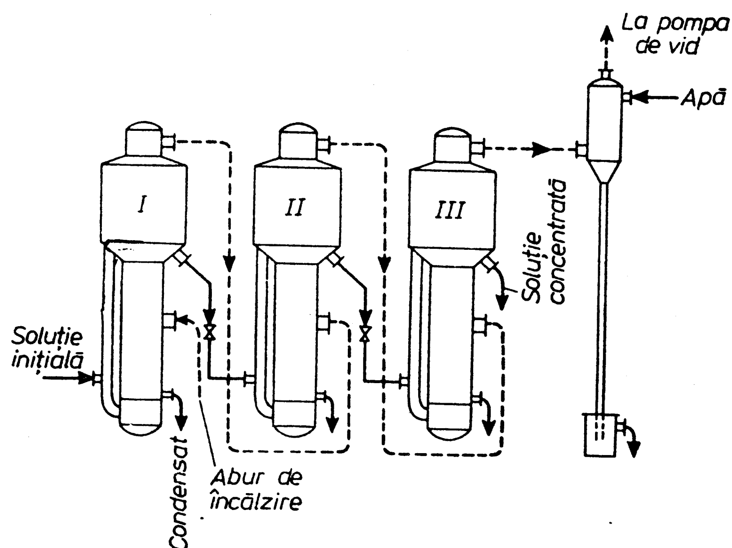


Fig. 5-7. Schema instalației de evaporare cu trei corpuri.

*Rezolvare**. 1. Cantitatea de apă evaporată în cele trei corpuri ale instalației este :

$$W = \frac{5\,000}{3\,600}\left(1 - \frac{12}{40}\right) = 0{,}97 \text{ kg/s}$$

2. Repartizarea încărcării pe corpuri.

Se face această repartizare pe baza datelor practice, considerînd următoarele raporturi între cantitatea de apă evaporată în cele trei trepte :

$$I : II : III = 1{,}0 : 1{,}1 : 1{,}2$$

Prin urmare, cantitățile de apă evaporată sînt :

în treapta I $\quad W^{I} = \dfrac{0{,}97\cdot 1}{(1+1{,}1+1{,}2)} = 0{,}295$ kg/s

în treapta a II-a $\quad W_{II} = \dfrac{0{,}97\cdot 1{,}1}{1+1{,}1+1{,}2} = 0{,}324$ kg/s

în treapta a III-a $\quad W_{III} = \dfrac{0{,}97\cdot 1{,}2}{1+1{,}1+1{,}2} = 0{,}351$ kg/s

Total : 0,97 kg/s

3. Calculul concentrației soluției în fiecare treaptă :

Concentrația inițială a soluției $x_{in} = 12\%$. Din treapta I trece în treapta II cantitatea de soluție :

$$m_1 = m_{in} - W_1 = \frac{5\,000}{3\,600} - 0{,}295 = 1{,}39 - 0{,}295 = 1{,}095 \text{ kg/s}$$

Concentrația soluției la ieșirea din treapta I este egală cu concentrația soluției la intrarea în treapta II (x_1).

$$x_1 = \frac{m_{in}\cdot x_{in}}{m_1} = \frac{1{,}39\cdot 12}{1{,}095} = 15{,}2\%$$

Din treapta II trece în treapta III debitul m_2 de soluție :

$$m_2 = m_{in} - W_I - W_{II} = 1{,}39 - 0{,}295 - 0{,}324 = 0{,}77 \text{ kg/s}$$

avînd concentrația x_2 :

$$x_2 = \frac{m_{in}\cdot x_{in}}{m_2} = \frac{1{,}39\cdot 12}{0{,}77} = 21{,}6\%$$

Din treapta III, rezultă debitul de soluție finală m_f :

$$m_f = m_{in} - W = 1{,}39 - 0{,}97 = 0{,}42 \text{ kg/s}$$

* În literatură se descriu cîteva metode de calcul a instalațiilor de evaporare cu mai multe corpuri. Fiecare din ele se bazează pe anumite presupuneri, care micșorează exactitatea rezultatului final. Una dintre metodele simple de calcul este dată în exemplul prezentat.

Concentrația finală este :

$$x_f = \frac{m_{in} \cdot x_{in}}{m_f} = \frac{1,39 \cdot 12}{0,42} = 40\%$$

ceea ce corespunde datelor din exemplu.

4. Repartizarea căderilor de presiune în fiecare treaptă. Diferența între presiunea aburului de încălzire (în corpul I) și presiunea aburului în condensatorul barometric.

$$\Delta p_{tot} = 4,0 - 0,2 = 3,8 \text{ at}$$

Repartizarea acestei căderi de presiune se va face în mod uniform pentru fiecare treaptă, adică :

$$\Delta p_1 = \frac{3,8}{3} = 1,27 \text{ at}$$

În acest caz, presiunea absolută în fiecare treaptă va fi:

în treapta a III-a	$p_3 = 0,2$ ata (dată)
în treapta a II-a	$p_2 = 0,2 + 1,27 = 1,47$ at;
în treapta I	$p_1 = 1,47 + 1,27 = 2,74$ ata

Presiunea aburului de încălzire $p_{ab} = 2,74 + 1,27 = 4$ at

Din tabelele pentru abur se găsesc temperaturile de saturație și căldurile latente de vaporizare, corespunzător presiunilor admise în trepte :

	Temperatura aburului saturat, °C	Căldura latentă de vaporizare; kj/kg
în treapta I	130	2 179
în treapta a II-a	110	2 234
în treapta a III-a	60	2 357
aburul de încălzire (primar)	143	2 141

Aburul secundar, va avea aceeași temperatură ca și aburul saturant.

5. Calculul căderilor de temperatură în trepte.

5.1. Datorită depresiunii :

În tabele (de ex. tabela XXXVI) se găsesc temperaturile de fierbere ale soluțiilor de $NaNO_3$, la presiunea atmosferică :

	Concentrația, % $NaNO_3$	Temperatura de fierbere, °C	Creșterea temperaturii, K
în treapta I	15,2	102	2,0
în treapta a II-a	21.6	103	3,0
în treapta a III-a	40,0	107	7,0

Pentru simplificarea calculelor nu se mai consideră corecția creșterii temperaturii de fierbere (în legătură cu variația presiunii în trepte față de presiunea atmosferică).

Prin urmare, în cele trei trepte creșterea este :

$$\Delta t_{dep} = 2 + 3 + 7 = 12 \text{ K}.$$

5.2. Datorită efectului hidrostatic. Distanța de la nivelul superior al lichidului din evaporator pînă la mijlocul țevilor de încălzire (h_{med}) este egală cu 0,4 m.

Din tabele se găsesc densitățile soluțiilor la 100°C :

	Concentrația. % NaOH	Densitatea, kg/m³
în treapta I	15,2	1 056
în treapta a II-a	21,6	1 102
în treapta a III-a	40,0	1 255

Prin urmare, creșterea presiunii hidrostatice în prima treaptă este :

$$\Delta p = 0,4 \cdot 1\,056 \cdot 9,81 = 4\,144 \text{ N/m}^2 = 0,04 \text{ at}$$

adică presiunea în stratul mediu :

$$p_{med} = p_1 + \Delta p = 2,74 + 0,04 = 2,78 \text{ at}$$

Temperatura de fierbere a apei la presiunea p_1, este 130,93°C, iar la presiunea p_{med}, este 131,52°C.

În acest caz :

$$\Delta t_{e.h} = t_{med} - t_1 = 131,52 - 130,93 = 0,59 \text{ K}$$

Prin calcule analoage, se găsesc creșterile temperaturii de fierbere datorită efectului hidrostatic și pentru celelalte trepte :

— pentru treapta a II-a . . . . 0,96 K
— pentru treapta a III-a . . . . 5,32 K

În cele trei trepte, suma efectelor hidrostatice va fi :

$$\Sigma\Delta t_{e.h} = 0,59 + 0,96 + 5,32 = 6,87 \text{ grd}.$$

5.3. Datorită rezistențelor hidraulice.

Diferența de temperatură datorită rezistențelor hidraulice pentru fiecare treaptă se consideră 1 K. Pentru cele 3 intervale (I—II ; II—III și III — condensator), rezultă :

$$\Sigma\Delta t_{r.h} = 1 \cdot 3 = 3 \text{ K}.$$

Suma tuturor creșterilor de temperatură pentru întreaga instalație va fi :

$$\Sigma\Delta t_p = \Sigma\Delta t_{dep} + \Sigma\Delta t_{e.h} + \Sigma\Delta t_{r.h} = 12 + 6,87 + 3 = 21,87 \text{ K}.$$

6. Diferența totală de temperatură este :

$$\Delta t_{tot} = 143 - 60 = 83 \text{ K}$$

iar diferența utilă de temperatură pentru întreaga instalație este

$$\Delta t_{ut} = 83 - 21,87 = 61,13 \text{ K}$$

7. **Determinarea temperaturii de fierbere a soluţiei în trepte.**
Se utilizează relaţia :

$$t_{fierb} = t_{ab.sec.} + \Delta t_{dep} + \Delta t_{e.h} + \Delta t_{r.h}$$

Pentru fiecare corp :

— în treapta a III-a $t_3 = 60 + 7 + 5.32 + 1 = 73°C$
— în treapta a II-a $t_2 = 110 + 3 + 0,96 + 1 \simeq 115°C$
— în treapta I $t_1 = 130 + 2 + 0,59 + 1 \simeq 134°C$

8. Calculul coeficientului total de transmitere a căldurii în trepte.

Pentru temperaturile de fierbere găsite şi pentru concentraţiile medii ale soluţiilor în trepte, se găsesc în tabele constantele de calcul necesare — caracteristicile fizice ale soluţiilor (densitatea, conductivitatea termică, căldura specifică, vîscozitatea). Apoi se alege diametrul ţevilor şi lungimea lor (în concordanţă cu tipul evaporatorului).

Cu aceste date se calculează coeficienţii parţiali de transmitere a căldurii pentru aburul care condensează şi pentru soluţia care fierbe (exemple de calcul date în cap. IV). Se consideră un strat de piatră de 0,5 mm).

Pe baza calculelor efectuate, se obţin valorile :

pentru treapta I a . . . . $K_1 = 1\,700$ W/(m²·K)
pentru treapta a II-a . . . . $K_2 = 990$ W/(m²·K)
pentru treapta a III-a . . . . $K_3 = 580$ W/(m²·K)

În mod orientativ, raportul coeficienţilor totali de transmitere a căldurii la evaporarea soluţiilor apoase în corpurile instalaţiei de evaporare este :

$$K_1 : K_2 : K_3 = 1 : 0,58 : 0,34.$$

9. Stabilirea bilanţurilor termice pe trepte (neglijînd pierderile de căldură).

Conform datelor din exemplu, soluţia intră în evaporator preîncălzită la temperatura de fierbere din treapta I.

În acest caz, căldura necesară în treapta I este :

$$Q_I = W_I \cdot r_1 = 0,295 \cdot 2\,179 \cdot 10^3 = 643\,000 \text{ W}$$

În treapta II soluţia intră supraîncălzită, prin urmare $Q_{înc}$ are semnul minus (căldură de autoevaporare) şi consumul de căldură va fi :

$$Q_{II} = W_{II} \cdot r_2 - m_1 \cdot c_1(t_1 - t_2) = 0,324 \cdot 2\,234 \cdot 10^3 - 1,09 \cdot 3,69 \cdot 10^3$$
$$(134 - 115) = 647\,000 \text{ W}$$

Căldura pe care o cedează aburului secundar din treapta I la condensare este $W_I \cdot r_1 = 643\,000$ W.

Diferenţa între căldura cedată şi necesară în această treaptă, conform bilanţului termic este mai mică decît 1%.

Consumul de căldură în corpul III.

$$Q_{III} = W_{III} \cdot r_3 - m_2 \cdot c_2(t_2 - t_3) = 0,351 \cdot 2\,357 \cdot 10^3 -$$
$$- 0,77 \cdot 3,43 \cdot 10^3(115 - 73) = 722\,000 \text{ W}.$$

Aburul secundar din treapta II cedează la condensare căldura (aport termic la treapta III) :

$$W_{II} \cdot r_2 = 0,324 \cdot 2\,234 \cdot 10^3 = 724\,000 \text{ W}$$

10. Consumul de abur de încălzire în treapta I este :

$$m_{ab.inc.} = \frac{Q_I}{r_{4\,ata}} = \frac{643\,000}{2\,141 \cdot 10^3} = 0,3 \text{ kg/s}$$

Consumul specific de abur de încălzire :

$$d = \frac{m_{ab,\,inc.}}{W} = \frac{0,3}{0,97} = 0,31 \text{ kg/kg}$$

11. Repartizarea diferenţei utile de temperatură pe corpuri.

Repartizarea finală a diferenţei utile de temperatură pe corpuri se face pentru cele două variante : pentru cazul suprafeţei minime şi pentru cazul suprafeţelor egale, adică, proporţional cu $\sqrt{Q/K}$ sau proporţional cu Q/K.

Se calculează factorii de proporţionalitate :

	Raportul Q/K	$\sqrt{Q \cdot 10^3/K}$
treapta I	$\frac{643\,000}{1\,700} = 376$	612
treapta a II-a	$\frac{647\,000}{990} = 656$	809
treapta a III-a	$\frac{722\,000}{580} = 1\,242$	1 114
	$\Sigma Q/K = 2\,274$	$\Sigma\sqrt{Q \cdot 10^3/K} = 2\,535$

Diferenţele utile de temperatură în corpuri sînt :

Varianta suprafeţei totale minime :

$$\Delta t_1 = \frac{61,13 \cdot 612}{2\,535} = 14,8 \text{ K}$$

$$\Delta t_2 = \frac{61,13 \cdot 809}{2\,535} = 19,5 \text{ K}$$

$$\Delta t_3 = \frac{61,13 \cdot 1\,114}{2\,535} = 26,8 \text{ K}$$

verificare : $\Sigma \Delta t_{ut} = 61,1$ K

Varianta suprafeţelor egale :

$$\Delta t_1 = \frac{61,13 \cdot 376}{2\,274} = 10,1 \text{ K}$$

$$\Delta t_2 = \frac{61,13 \cdot 656}{2\,274} = 17,6 \text{ K}$$

$$\Delta t_3 = \frac{61,13 \cdot 1\,242}{2\,274} = 33,4 \text{ K}$$

verificare : $\Sigma \Delta t_{ut} = 61,1$ K

12. Determinarea suprafeţei de încălzire :

Varianta suprafeţei totale minime :

$$A_1 = \frac{643\,000}{1\,700 \cdot 14{,}8} = 25{,}3 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{647\,000}{990 \cdot 19{,}5} = 33{,}6 \text{ m}^2$$

$$A_3 = \frac{722\,000}{580 \cdot 26{,}8} = 46{,}5 \text{ m}^2$$

$$\Sigma A = 105{,}4 \text{ m}^2$$

Varianta suprafeţelor egale :

$$A_1 = \frac{643\,000}{1\,700 \cdot 10{,}1} = 37{,}2 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{647\,000}{990 \cdot 17{,}6} = 37{,}2 \text{ m}^2$$

$$A_3 = \frac{722\,000}{580 \cdot 33{,}4} = 37{,}2 \text{ m}^2$$

$$\Sigma A = 111{,}6 \text{ m}^2$$

Prin urmare, la calculul variantei cu suprafeţe egale suprafaţa totală de încălzire este doar cu 6% mai mare. Din această cauză se consideră avantajoasă varianta suprafeţelor egale deoarece instalaţia are aparate de un singur tip.

Se verifică temperatura aburului secundar şi presiunile în trepte :

Treapta	Temperatura de fierbere, °C $t_{fierb} = t_{ab} - \Sigma\Delta t_{ut}$	Temperatura de condensare a aburului secundar : $t_c = t_{fierb} - \Sigma\Delta t_p$	Presiunea, p, ata
I	143,0 — 10,1 = 132,9	132,9 — 3,59 = 129,3	2,7
II	129,3 — 17,6 = 111,7	111,7 — 4,96 = 106,7	1,31
III	106,7 — 33,4 = 73,3	73,3 — 13,32 = 60	0,2

După efectuarea acestui calcul este necesar ca pornind de la suprafeţele treptelor găsite să se facă un calcul mai exact al instalaţiei ţinînd seama de căldura pierdută în mediul înconjurător şi de repartiţia oarecum schimbată a temperaturilor şi presiunilor din trepte.

6. BAZELE TRANSFERULUI DE MASĂ. ABSORBŢIA

6.1. VARIABILELE DE BAZĂ ŞI RELAŢII DE CALCUL

1. Modul de exprimare a compoziţiei fazelor la sistemele binare lichid-gaz (vapori) este redat în tabela 6-1.

Tabelul 6-1

Concentraţia	Simbolul concentraţiei componentului A	
	în faza lichidă	în faza gazoasă sau de vapori
Fracţia molară $\frac{\text{kmoli A}}{\text{kmoli (A + B)}}$	x	y
Fracţia de masă $\frac{\text{kg A}}{\text{kg (A + B)}}$	x	y
Concentraţie (fracţie) molară relativă $\frac{\text{kmoli A}}{\text{kmoli B}}$	X	Y
Concentraţie (fracţie) de masă relativă $\frac{\text{kg A}}{\text{kg B}}$	X	Y
Concentraţie molară volumică $\frac{\text{kmoli A}}{\text{m}^3\text{(A + B)}}$	C_x	Y_y
Concentraţia de masă volumică $\frac{\text{kg A}}{\text{m}^3\text{ (A + B)}}$	C_x	C_y

Formulele pentru transformarea concentraţiei în faza lichidă sînt date în tabela 6-2. Pentru faza gazoasă (de vapori) sînt valabile aceleaşi relaţii, dar substituind notaţiile x cu y, X cu Y, C_x cu C_y.

2. Concentraţia componentului în faza gazoasă poate fi exprimată şi prin presiunea sa parţială. Pe baza (ecuaţiei) legii lui Clapeyrom şi Dalton fracţia molară (volumică) y a oricărui component al unui amestec de gaze ideale este egală cu :

$$y_A = \frac{p_A}{P} \qquad (6\text{-}1)$$

unde : p_A este presiunea parţială a componentului în amestecul gazos ;
$P = p_A + p_B + p_C \dots$ — presiunea totală a amestecului de gaze sau de vapori, egală cu suma presiunilor parţiale a tuturor componentelor.

Tabelul 6-2

Exprimarea concentraţiei componentului A	x	$\bar{x}$	X	$\bar{X}$	C_x	$\bar{C}_x$
x	—	$\dfrac{\bar{x}M_{am}}{M_a}$ sau $\dfrac{\dfrac{\bar{x}}{M_B}}{\dfrac{\bar{x}}{M_A}+\dfrac{1-\bar{x}}{M_B}}$	$\dfrac{X}{1+X}$	$\dfrac{M_B\bar{X}}{M_B\cdot\bar{X}+M_A}$	$\dfrac{C_x\cdot M_{am}}{\rho}$ sau $\dfrac{C_x\cdot M_B}{\rho+C_x(M_B-M_A)}$	$\dfrac{\bar{C}_x\cdot M_{am}}{\rho M_{am}}$ sau $\dfrac{\bar{C}_x\cdot M_B}{\rho M_A+C_x(M_B-M_A)}$
$\bar{x}$	$\dfrac{M_A\cdot x}{M_{am}}$	—	$\dfrac{M_A\cdot X}{M_A\cdot X+M_B}$	$\dfrac{\bar{X}}{1+\bar{X}}$	$\dfrac{M_A\cdot C_x}{\rho}$	$\dfrac{\bar{C}_x}{\rho}$
X	$\dfrac{x}{1-x}$	$\dfrac{\bar{x}\cdot M_B}{M_A(1-\bar{x})}$	—	$\dfrac{M_B\cdot\bar{X}}{M_A}$	$\dfrac{M_B\cdot C_x}{\rho-M_A\cdot C_x}$	$\dfrac{M_A\cdot\bar{C}_x}{M_A(\rho-\bar{C}_x)}$
X	$\dfrac{M_A\cdot x}{M_B(1-x)}$	$\dfrac{\bar{x}}{1-\bar{x}}$	$\dfrac{M_A\cdot X}{M_B}$	—	$\dfrac{M_A\cdot C_x}{\rho-M_a\cdot C_x}$	$\dfrac{\bar{C}_x}{\rho-C_x}$
C_x	$\dfrac{\rho x}{M_{am}}$	$\dfrac{\rho\bar{x}}{M_A}$	$\dfrac{\rho X}{M_a\cdot X+M_A}$	$\dfrac{\rho\bar{X}}{M_A(\bar{X}+1)}$	—	$\dfrac{\bar{C}_x}{M_A}$
C_x	$\dfrac{\rho M_A\cdot x}{M_{am}}$	$\rho\bar{x}$	$\dfrac{M_A\cdot\rho\cdot X}{M_AX+M}$	$\dfrac{\rho\bar{X}}{\bar{X}+1}$	M_AC_x	—

3. Legile echilibrului între faze pentru soluţii ideale.

a. *Legea lui Henry* :

$$p_A^* = E\cdot x_A \qquad (6\text{-}2)$$

unde : p este presiunea parţială a componentului în faza gazoasă în echilibru cu gazul din lichid ;
x_A — fracţia molară a componentului în lichid ;
E — coeficientul lui Henry, care depinde de temperatură şi de natura gazului şi a lichidului, dimensiunile lui sînt aceleaşi cu ale lui p^*.

Valorile coeficientului E pentru soluţiile apoase ale unor gaze sînt date în tabela XLI.

Înlocuind în ecuaţia (6-2) valoarea $p_A^* = y_A^*\cdot P$ pe baza ecuaţiei (6-1), obţinem :

$$y_A^* = b\cdot x_A \qquad (6\text{-}3)$$

unde : y_A^* este fracţia molară a componentului în faza gazoasă în echilibru cu lichidul ;
$b = \dfrac{E}{P}$ — coeficient adimensional (coeficient de repartiţie), constant pentru un sistem gaz-lichid dat la $T = \text{const}$ şi $P = \text{const}$.

Dacă, în cazul sistemelor cu trei componente ce se găsesc în două faze (faza gazoasă : $A + B$, faza lichidă : $A + C$) se înlocuiesc în ecuaţia echilibrului fazelor (6-3) valorile x_A şi y_A^* pentru componentul A, prin concentraţiile corespunzătoare X şi Y^*, $\bar{X}$ şi $\bar{Y}^*$ (tabela 6-2) se obţine :

$$\frac{Y^*}{1+Y^*} = m\cdot\frac{X}{1+X} \qquad (6\text{-}4)$$

$$\frac{\bar{Y}^*}{\bar{Y}^*+\dfrac{M_A}{M_B}} = m\cdot\frac{\bar{X}}{\bar{X}+\dfrac{M_A}{M_C}} \qquad (6\text{-}5)$$

unde : M_A este masa molară a componentului A, repartizat între cele două faze ;
M_B — masa molară a celui de al doilea component al amestecului gazos binar ;
M_C — masa molară a celui de al doilea component al amestecului lichid binar.

La concentraţii mici ale componentului repartizat în gaz şi în lichid, cînd $Y^* \ll 1$ şi $X \ll 1$, neglijind mărimile Y^* şi X de la numitorul ecuaţiei (6-4), aceasta devine :

$$Y^* = m\cdot X \qquad (6\text{-}6)$$

În mod analog, dacă $\bar{Y}^* \ll \dfrac{M_A}{M_B}$ şi $\bar{X} \ll \dfrac{M_A}{M_C}$ din ecuaţia (6-5) se obţine :

$$\bar{Y}^* = m\cdot\frac{M_C}{M_B}\cdot\bar{X} \qquad (6\text{-}6, a)$$

b. *Legea lui Raoult.*

$$p_A^* = P_A\cdot x_A \qquad (6\text{-}7)$$

unde : p_A^* este presiunea parţială a componentului A în amestecul de vapori şi gaz deasupra lichidului, în condiţii de echilibru ;
P_A — presiunea vaporilor saturanţi ai componentului A în stare pură, la temperatura dată. Presiunea vaporilor saturanţi ai componentului pur este o funcţie univocă de temperatură : $P_A = f(t)$;
x_A — fracţia molară a componentului A în faza lichidă.

Înlocuind în ecuaţia (6-7) valoarea $p_A^* = y_A^*\cdot P$ din ecuaţia (6-1) se obţine :

$$y_A^* = \frac{P_A}{P}\cdot x_A \qquad (6\text{-}8)$$

unde y_A^* este fracţia molară a componentului în faza de vapori-gaze, în echilibru cu lichidul de compoziţie x_A.

Pentru amestecuri binare, cînd ambele componente urmează legea lui Raoult, ecuaţia (6-8) se scrie în forma :

$$y_A^* = \frac{\alpha \cdot x_A}{1 + (\alpha - 1)\cdot x_A} \qquad (6\text{-}9)$$

unde : $\alpha = \frac{P_A}{P_B}$ coeficientul volatilităţii relative ;

P_A — presiunea vaporilor saturanţi ai componentului uşor volatil (cu temperatură de fierbere mai scăzută) ;

P_B — presiunea vaporilor saturanţi ai componentului greu volatil (cu temperatura de fierbere mai ridicată).

4. Numeroase date experimentale despre compoziţiile de echilibru ale lichidului şi vaporilor sînt prezentate în literatură [6-5]. Pentru unele sisteme binare, datele asupra compoziţiilor de echilibru ale lichidului şi vaporilor la P = const. sînt prezentate în tabela XLVII şi în figura XXI şi XXII*.

5. Forţa motoare a procesului de transfer de masă — trecerea unui component dintr-o fază în cealaltă (de exemplu, din faza lichidă Φ_x, cu concentraţia molară a componentului x, în faza gazoasă Φ_y, cu concentraţia molară y, este dezechilibrul ce există între cele două faze în contact, deplasarea lor de la starea de echilibru dinamic. În termodinamica chimică se stabileşte că mărimea acestei deplasări, la egalitatea temperaturilor şi presiunilor fazelor, se determină prin diferenţa potenţialelor chimice ale componentului ce se transferă $(\mu_x - \mu_y)$, care constituie şi forţa motoare a procesului de transfer de masă. La echilibrul fazelor, potenţialele μ_x şi μ_y sînt egale.

Înlocuind potenţialul μ_x cu potenţialul egal al fazei gazoase la echilibru, μ_y^*, se obţine pentru forţa motoare a procesului de transfer de masă, expresia :

$$\mu_x - \mu_y = \mu_y^* - \mu_y$$

În mod analog înlocuind potenţialul μ_y cu potenţialul egal al fazei lichide în echilibru, se obţine :

$$\mu_x - \mu_y = \mu_x - \mu_x^*$$

Din ultimele egalităţi reiese că forţa motoare a procesului $(\mu_x - \mu_y)$ poate fi exprimată în două moduri : fie ca diferenţa potenţialelor luate faţă de faza gazoasă, fie ca diferenţa potenţialelor luate faţă de faza lichidă. Pe lîngă acestea este necesar să se amintească că atît faza gazoasă cu potenţialul μ_y^* şi cu concentraţia y^*, cît şi faza lichidă cu potenţialul μ_y^* şi cu concentraţia x^*, sînt faze ipotetice, care nu se găsesc în procesul real de transfer de masă (vezi fig. 6-1).

În calculele tehnice nu se întrebuinţează potenţialele chimice ci mărimi mai simple, uşor de stabilit : concentraţiile, cu ajutorul cărora se poate caracteriza de asemenea abaterea fazelor Φ_x şi Φ_y de la starea de echilibru. Totuşi, spre deosebire de diferenţa potenţialelor chimice $(\mu_x - \mu_y)$, care este

* Date informative utile se pot găsi, de asemenea, şi în cărţile : R. D. Steel, Tabele de presiuni de vapori ale substanţelor individuale, IL, 1949 ; L. Horsley, Tabele de amestecuri azeotrope, IL, 1951.

de asemenea egală cu zero la echilibru între faze, diferenţa concentraţiilor $(x - y)$, în general diferită de zero la echilibru* nu poate servi ca măsură a abaterii fazelor de la starea de echilibru, adică ca măsură a forţei motoare a procesului de transfer de masă. În calculele tehnice forţa motoare a procesului de transfer de masă — abaterea sistemului de la starea de echilibru — se exprimă prin diferenţa concentraţiilor $(y^* - y)$ sau $(x - x^*)$. După cum concentraţiile pot fi exprimate în diferite unităţi, forţa motoare a procesului de transfer de masă poate avea diferite semnificaţii — vezi exemplul 6—3.

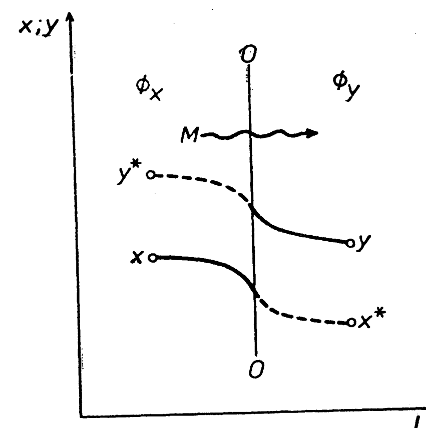


Fig. 6-1. Schema procesului de transfer de masă.

6. În concordanţă cu cele două posibilităţi de exprimare a forţei motoare a procesului de transfer de masă — în faza gazoasă $(\Delta y = y^* - y)$ sau în faza lichidă $(\Delta x = x^* - x)$, ecuaţia transferului de masă, analoagă cu cea a transferului de căldură, poate fi scrisă în două feluri :

$$m_{tr} = K_y \cdot \Delta y_{med} \cdot A \qquad (6\text{-}10)$$

sau

$$m_{tr} = K_x \cdot \Delta x_{med} \cdot A \qquad (6\text{-}11)$$

în care : m_{tr} este debitul componentului care trece dintr-o fază în cealaltă, kmol/s ;

A — aria suprafeţei de masă, m²;

K_y — coeficientul de transfer de masă, raportat la forţa motoare Δy, exprimată prin fracţia molară a componentului în faza gazoasă, kmol/(m²·s)** ;

K_x — coeficientul de transfer de masă, raportat la forţa motoare Δx, exprimată prin fracţia molară a componentului în faza lichidă, kmol/(m²·s) ;

Δy_{med} şi Δx_{med} — forţa motoare medie corespunzătoare, pentru întreg procesul.

În ultimele ecuaţii, în locul debitelor molare şi concentraţiilor molare, se pot folosi cele de masă, iar Δy_{med} se poate înlocui prin ΔY_{med}, $\Delta C_{y_{med}}$ şi Δp_{med} ; în mod corespunzător, Δx_{med} se poate înlocui prin ΔX_{med} sau $\Delta C_{x_{med}}$.

* Vezi, de exemplu, datele despre concentraţiile la echilibru din tabela XLVII.

** Uneori se scrie $\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2\cdot\text{s}(\Delta y = 1)}$ sau $\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2\cdot\text{s}\,\frac{\text{kmol}}{\text{kmol}}}$

7. În anumite ipoteze (absența rezistenței de difuziune la trecerea componentului prin suprafața de separare a fazelor, existența echilibrului la această suprafață, liniaritatea ecuației echilibrului $y^* = m \cdot x$ sau $y^* = m \cdot x + b$), se obțin următoarele dependențe între coeficienții de transfer de masă K_y și K_x și coeficienții parțiali de transfer de masă k_k și k_x:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{k_y} + \frac{b}{k_x}} \tag{6-12}$$

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{b \cdot k_y} + \frac{1}{k_x}} \tag{6-13}$$

unde b este tangenta unghiului de înclinare a liniei de echilibru. Coeficienți parțiali și totali de transfer de masă sînt exprimați în kmol/m²·s.

Numitorii ultimelor ecuații reprezintă rezistența totală la difuziune, egală cu suma rezistențelor la difuziune a fazelor gazoasă și lichidă.

Cînd rezistența principală la difuziune se concentrează în faza gazoasă, adică $\frac{b}{k_x} \ll \frac{1}{k_y}$

$$K_y \approx k_y \tag{6-14}$$

Cînd rezistența principală la difuziune se concentrează în faza gazoasă, adică $\frac{1}{b \cdot k_y} \ll \frac{1}{k_x}$, avem,

$$K_x \approx k_x \tag{6-15}$$

Din ecuațiile (6-12) și (6-13) rezultă că:

$$K_y = \frac{K_x}{b} \tag{6-16}$$

8. Principalele criterii de similitudine la difuziune stabilite pentru procesele de transfer de masă.

Criteriul Nusselt pentru difuziune:

$$\mathrm{Nu}' = \frac{k \cdot l}{D} = \mathrm{Sh} \tag{6-16}$$

Criteriul Péclet pentru difuziune:

$$\mathrm{Pe}' = \frac{w \cdot l}{D} \tag{6-17}$$

Criteriul Prandtl pentru difuziune:

$$\mathrm{Pr} = \frac{\mathrm{Pe}'}{\mathrm{Re}} = \frac{\nu}{D} = \mathrm{Sc} \tag{6-18}$$

În aceste relații:

k este coeficientul parțial de transfer de masă, m/s

$$\left(\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}} \text{ sau } \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}\right);$$

l — dimensiunea liniară determinantă, m;
D — coeficient de difuziune moleculară, m²/s;
w — viteza gazului sau a lichidului, m/s;
ν — coeficientul vîscozității cinematice, m²/s.

9. În lipsa datelor experimentale, coeficientul de difuziune (moleculară) a gazului A în gazul B (sau al gazului B în gazul A) se poate calcula cu formula:

$$D_g = \frac{4{,}3 \cdot 10^{-7} \cdot T^{3/2}}{p(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \tag{6-19}$$

unde: D_g este coeficientul de difuziune, m²/s;
T — temperatura, K;
p — presiunea (absolută), ata;
M_A și M_B — masele molare ale gazelor A și B;
v_A și v_B — volumele molare ale gazelor A și B determinate ca sumă a volumelor atomice ale elementelor care intră în compoziția gazului — vezi exemplul 6-6.

Volumele atomice ale unor elemente și volumele moleculare ale unor gaze sînt date în tabela 6-3.

După cum rezultă din formula (6-19), dacă se cunoaște valoarea coeficientului de difuziune D_1 la temperatura T_1 și presiunea p_1 valoarea coeficientului de difuziune D_2 la temperatura T_2 și presiunea p, se poate calcula din ecuația:

$$D_2 = D_1 \frac{p_1}{p_2} \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^{\frac{3}{2}} \tag{6-20}$$

Valorile cofieicienților de difuziune în aer pentru unele gaze și vapori sînt date în tabela XLII.

10. Coeficientul de difuziune în lichid D_1, la temperatura de 20°C se poate calcula cu formula aproximativă:

$$D_1 = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB\sqrt{\eta}(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \tag{6-21}$$

unde: D_1 este coeficientul de difuziune, m²/s;
η — vîscozitatea lichidului, mPa·s, (cP);
v_A și v_B — volumele molare ale substanței dizolvate și ale solventului;
M_A și M_B — masele molare ale substanței dizolvate și ale solventului;
A și B — coeficienți care depind de proprietățile substanței dizolvate și ale solventului.

Valorile coeficientului A pentru unele substanțe dizolvate în apă sînt :

pentru gaze 1
pentru alcool etilic 1,24
pentru alcool metilic 1,19
pentru acid acetic 1,27

Coeficientul B este egal cu :

pentru apă 4,7
pentru alcool etilic 2,0
pentru alcool metilic 2,0
pentru acetonă 1,15
pentru lichide neasociate 1,0

Tabelul 6-3

Volum atomic, cm^3/atom		Volum molar, cm^3/mol	
B	27	H_2	14,3
C	14,8	O_2	25,6
Cl	24,6	N_2	31,2
H	3,7	aer	29,9
N în amine primare	10,5	CO	30,7
N în amine secundare	12,0	CO_2	34,0
N în combinații cu două legături saturate	15,6	SO_2	44,8
O în combinații cu două legături saturate	7,4	NO	23,6
O în aldehide și cetone	7,4	N_2O	36,4
O în eteri micști	9,1	NH_3	25,8
O în eteri simpli	9,9	H_2O	18,9
O în eteri superiori	11,0	H_2S	32,9
O în acizi	12,0	COS	51,5
O în combinații cu S P N	8,3	Cl_2	48,4
S	25,6	Br_2	53,2
I	37,0	I_2	71,5

Constante de structură*

inel benzenic . . . . −15
inel naftalinic . . . . −30
inel antracenic . . . . −47 5

* Pentru calculul volumului molecular al unei combinații chimice, valoarea corespunzătoare a constantei de structură trebuie adăugată la suma volumelor atomice.

Coeficientul de difuziune a unui gaz într-un lichid D_t (la temperatura t) este legat de coeficientul de difuziune D_{20} (la temperatura de 20°C) prin următoarea relație aproximativă

$$D_t = D_{20}[1 + b(t - 20)] \qquad (6\text{-}22)$$

în care, coeficientul de temperatură b poate fi determinat cu formula empirică :

$$b = \frac{0{,}2\sqrt{\eta}}{\sqrt[3]{\rho}} \qquad (6\text{-}23)$$

unde : η este vîscozitatea lichidului la 20°C, în mPa·s, (cP) ;
ρ — densitatea lichidului, kg/m^3.

Valorile coeficienților de difuziune ai unor gaze în apă sînt date în tabela XLIII.

Coeficientul de difuziune în soluții diluate poate fi calculat și cu formula :

$$D_1 = 7{,}4\cdot10^{-12}\frac{(\beta\cdot M)^{1/2}T}{\eta\cdot v^{0,6}} \qquad (6\text{-}24)$$

unde : D_1 este coeficientul de difuziune, m^2/s ;
M — masa molară a solventului ;
v — volumul molar al substanței care difuzează ;
T — temperatura, K ;
η — vîscozitatea solventului, mPa·s, (cP) ;
β — parametru care ține seama de gradul de asociere al moleculelor, egal cu :

pentru apă 2,6
pentru alcool metilic 1,9
pentru alcool etilic 1,5
pentru benzen, eter, heptan 1,0

11. Bilanțul de materiale al absorberului (fig. 6-2).

La calculul absorberului cu absorbant lichid nevolatil, debitele de masă (sau molare) al absorbantului și al gazului inert insolubil în lichid sînt constante pe toată înălțimea absorberului. Exprimînd concentrațiile componentului absorbit în gaz și în lichid în unități relative de masă (sau molare) obținem ecuația bilanțului de materiale (în unități de masă) :

$$m_{abs} = G(\bar{Y}_b - \bar{Y}_v) = (\bar{X}_b - \bar{X}_v)\cdot L \qquad (6\text{-}25)$$

unde : m_{abs} este debitul componentului absorbit, kg/s ;
G și L — debitele gazului inert și al absorbantului lichid, kg/s ;
$\bar{Y}_b$ și $\bar{Y}_v$ — concentrațiile componentului absorbit în gaz, la baza, respectiv la vîrful absorberului, kg/kg gaz inert ;
$\bar{X}_b$ și $\bar{X}_v$ — concentrațiile componentului absorbit în lichid, la baza, respectiv la vîrful absorberului, kg/kg absorbant lichid.

În coordonate $\bar{Y}-\bar{X}$, ecuația (6-25) la debite G și L constante, reprezintă un segment de dreaptă, care trece prin punctele $B[\bar{X}_b, \bar{Y}_b]$ și $A[\bar{X}_v, \bar{Y}_v]$ — vezi figura 6-3.

Ecuația acestei drepte este ecuația liniei de lucru :

$$\bar{Y} = \bar{Y}_b + \frac{L}{G}(\bar{X} - \bar{X}_b) \qquad (6\text{-}26)$$

sau

$$\bar{Y} = \bar{Y}_v + \frac{L}{G}(\bar{X} - \bar{X}_v) \qquad (6\text{-}27)$$

unde : $\bar{Y}$ și $\bar{X}$ sînt concentrațiile componentului absorbit în cele două faze, gazoasă și lichidă, care se află în contact și nu sînt în echilibru, într-o anumită secțiune a absorberului, concentrații ce variază pe înălțimea coloanei (fig. 6-2).

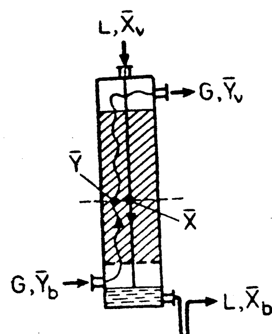


Fig. 6-2. Schema absorberului.

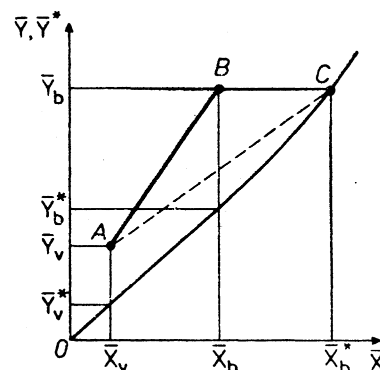


Fig. 6-3. Linia de lucru și de echilibru a absorberului:

AB — linia de lucru la debitul absorberului L; AC — linia de lucru la debitul absorberului L_{min}; OC — linia de echilibru $\bar{Y}^*=f(\bar{X})$.

Debitul absorbantului lichid:

$$L = \varphi \cdot L_{min} \tag{6-28}$$

unde: $\varphi > 1$ este coeficient de exces al absorbantului;
L_{min} — debitul teoretic minim al absorbantului, care se poate determina din grafic (fig. 6-3) sau pe cale analitică:

$$L_{min} = \frac{M}{\bar{X}_b^* - \bar{X}_v} \tag{6-29}$$

Randamentul procesului de absorbție se calculează cu relația:

$$\eta_{abs} = \frac{\bar{Y}_b - \bar{Y}_v}{\bar{Y}_b} = \frac{Y_b - Y_v}{Y_b} \tag{6-29, a}$$

12. Forța motoare medie într-un absorber cu faze în contact permanent (neîntrerupt).

În ecuația generală a transferului de masă;

$$S = \frac{m_{abs}}{K_{\bar{Y}} \cdot \Delta \bar{Y}_m} \tag{6-30}$$

în care: S este suprafața de transfer de masă în absorber, m²;
m_{abs} — debitul componentului absorbit, kg/s;
$K_{\bar{y}}$ — coeficient total de transfer de masă $\frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \frac{\text{kg}}{\text{kg gaz inert}}}$.

Forța motoare medie $\Delta\bar{Y}_m$ se determină în modul următor:

— dacă în intervalul de la $\bar{X}_v$ la $\bar{X}_b$ (fig. 6-3) linia de echilibru este dreaptă, atunci:

$$\Delta\bar{Y}_{med} = \frac{\Delta\bar{Y}_b - \Delta\bar{Y}_v}{2{,}3 \lg \frac{\Delta\bar{Y}_b}{\Delta\bar{Y}_v}} \tag{6-31}$$

unde: $\Delta\bar{Y}_b$ și $\Delta\bar{Y}_v$ sînt forțele motoare terminale;
$\Delta\bar{Y}_b = \bar{Y}_b - Y_B^*$ — la baza absorberului, la $\bar{X} = \bar{X}_b$;
$\Delta\bar{Y}_v = \bar{Y}_v - Y_B^*$ — la vîrful absorberului, la $\bar{X} = \bar{X}_v$.

Cînd raportul forțelor motoare terminale variază între limitele:

$$0{,}5 \leqslant \frac{\Delta\bar{Y}_b}{\Delta\bar{Y}_v} \leqslant 2$$

forța motoare medie în absorber se poate calcula cu o relație mai simplă:

$$\Delta\bar{Y}_{med} = \frac{\Delta\bar{Y}_b + \Delta\bar{Y}_v}{2} \tag{6-32}$$

Dacă linia de echilibru nu este dreaptă atunci:

$$\Delta\bar{Y}_{med} = \frac{\bar{Y}_b - \bar{Y}_v}{\int_{\bar{Y}_v}^{\bar{Y}_b} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*}} \tag{6-33}$$

Valoarea integralei de la numitorul ultimei ecuații se obține printr-o construcție grafică sau prin metodele integrării grafice.

O altă metodă de calcul în cazul liniei de echilibru curbe este următoarea: se împarte linia de echilibru în porțiuni, care se pot considera aproximativ segmente de dreaptă și pentru fiecare porțiune în parte se determină forța motoare medie cu ecuația (6-31) sau (6-32).

Pentru calculele absorberelor forța motoare se exprimă adesea în unități de presiune — vezi exemplul 6-9.

13. Determinarea diametrului absorberului cu umplutură.

Diametrul coloanei de absorbție D (în m) se calculează din ecuația debitului pentru curentul de gaz:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0{,}785 w}} \tag{6-34}$$

unde: V este debitul de gaz, care trece prin absorber, m³/s;
w — viteza gazului, calculată la întreaga secțiune transversală a coloanei (viteza fictivă), m/s.

Viteza gazului w se determină pe următoarea cale:

Iniţial se calculează viteza fictivă a gazului, w_n la punctul de înecare (inversie) cu ecuaţia:

$$\lg\left(\frac{w_{in}^2 \cdot \sigma \cdot \rho_g \cdot \eta_l^{0,16}}{g \cdot V_l^3 \rho_l}\right) = A - 1,75\left(\frac{L}{G}\right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,125} \qquad (6\text{-}35)$$

valabilă pentru $\rho_l \gg \rho_g$,

în care σ este suprafaţa specifică a umpluturii, m^2/m^3;

g — acceleraţia gravitaţională, m/s^2;

V_l — volumul liber al umpluturii, m^3/m^3;

ρ_g şi ρ_l — densităţile gazului şi lichidului, kg/m^3;

η_l — vîscozitatea dinamică a lichidului, m·Pa·s (cP);

L şi G — debitele de masă ale lichidului şi gazului, kg/s;

$A = 0,022$ pentru umpluturi din inele sau spirale [6-2].

Apoi se determină viteza de lucru (fictivă) w a gazului, luînd pentru absoarbere care lucrează în regim pelicular:

$$w = (0,75-0,9) \cdot w_{in} \qquad (6\text{-}36)$$

Viteza fictivă a gazului în coloane cu umplutură care lucrează în regim hidrodinamic optim (regimul începutului de înecare) se poate calcula din ecuaţia:

$$Re_g = 0,045 \cdot Ar^{0,57}\left(\frac{G}{L}\right)^{0,43} \qquad (6\text{-}37)$$

unde

$$Re_g = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho_g}{V_l \cdot \eta_g} = \frac{4 \cdot w\rho_g}{\sigma \cdot \eta_g} \qquad (6\text{-}37\text{ a})$$

$\frac{w}{V_l}$ — viteza gazului în secţiunea liberă a umpluturii, m/s;

$$Ar = \frac{d_{ech}^3 \cdot \rho_g \cdot \rho_l \cdot g}{\eta_g^2} \qquad (6\text{-}37\text{ b})$$

$$d_{ech} = \frac{4V_l}{\sigma} \quad \text{[vezi ecuaţia (1-56)]}$$

η_g — vîscozitatea gazului, $N \cdot s/m^2$.

14. Determinarea înălţimii umpluturii absorberului.

a) prin înălţimea unităţii de transfer (IUT).

Suprafaţa de contact a fazelor în absorber la regimul de lucru pelicular este:

$$S = H_u \cdot A \cdot \sigma \cdot \psi \qquad (6\text{-}38)$$

unde: H_u este înălţimea stratului de umplutură, m;

$A = \frac{\pi D^2}{4}$ — aria secţiunii transversale a coloanei, m^2;

D — diametrul coloanei, m;

σ — suprafaţa specifică a umpluturii, m^2/m^3;

ψ — coeficientul de umezire a umpluturii, nedimensional; pentru calculul valorii acestui coeficient vezi [6-2].

Înălţimea stratului de umplutură:

$$H_u = \frac{G}{K_y \cdot A \cdot \sigma \cdot \psi} \int_{\bar{Y}_v}^{\bar{Y}_b} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*} = h_{oy} \cdot n_{oy} \qquad (6\text{-}39)$$

unde: G este debitul de gaz inert, constant pe înălţimea coloanei, kg/s sau kmol/s;

K_y — coeficientul mediu de transfer de masă,

$$\frac{kg}{m^2 \cdot s \cdot \frac{kg}{kg\ gaz\ inert}} \quad \text{sau} \quad \frac{kmol}{m^2 \cdot s \cdot \frac{kmol}{kmol\ gaz\ inert}};$$

$h_{oy} = \frac{G}{K_y \cdot A \cdot \sigma \cdot \psi}$ — înălţimea unităţii de transfer, m;

$n_{oy} = \int_{\bar{Y}_v}^{\bar{Y}_b} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*}$ — numărul total al unităţilor de transfer.

Din ecuaţia (6-33) rezultă

$$n_{oy} = \frac{\bar{Y}_b - \bar{Y}_v}{\Delta\bar{Y}_{med}} \qquad (6\text{-}40)$$

La o dependenţă lineară a echilibrului, forţa motoare medie $\Delta\bar{Y}_{med}$ se calculează cu ecuaţiile (6-31) sau (6-32), iar în cazul cînd echilibrul este redat printr-o linie curbă, numărul unităţilor de transfer n_{oy} se găseşte printr-o construcţie grafică sau prin metoda integrării grafice — vezi exemplul 6-10.

Valoarea coeficientului volumetric de transfer de masă se obţine cu ajutorul relaţiei:

$$K_{yv} = K_y \cdot \sigma \cdot \psi = K_y \cdot a \qquad (6\text{-}41)$$

unde:

$a = \sigma \cdot \psi$ este suprafaţa udată (activă) specifică a umpluturii, m^2/m^3, la $\psi = 1$, $a = \sigma$.

Întrebuinţînd coeficientul volumetric de transfer de masă, obţinem pentru înălţimea unităţii de transfer relaţiile:

$$h_{oy} = \frac{G}{K_y \cdot A \cdot \sigma \cdot \psi} = \frac{G}{K_{yv} \cdot A} \qquad (6\text{-}42)$$

b) prin înălţimea echivalentă unui taler teoretic (IETT).

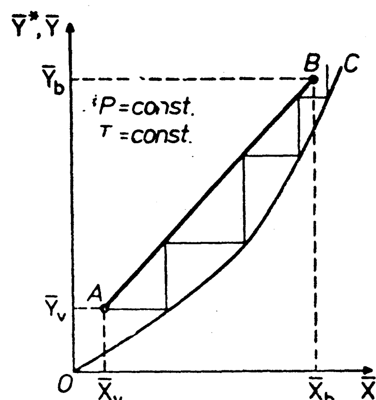


Fig. 6-4. Determinarea grafică a numărului treptelor de variaţie a concentraţiei (talerelor teoretice) în absorber.

Înălţimea stratului de umplutură H_u poate fi calculată şi cu ajutorul ecuaţiei:

$$H_u = h_{ech} \cdot n_t \qquad (6\text{-}43)$$

unde: h_{ech} este înălţimea echivalentă unui taler teoretic (IETT) sau a unei trepte teoretice de variaţie a concentraţiei, m (se determină pe baza datelor experimentale);

n_t — numărul talerelor teoretice (a treptelor de variaţie a concentraţiei).

Numărul talerelor teoretice — a treptelor de variaţie a concentraţiei — în absorber, se determină de obicei pe cale grafică (fig. 6-4). În această figură AB — linia de lucru, construită pe baza ecuaţiei (6-26) sau (6-27), OC — linia de echilibru.

15. Formule criteriale pentru calculul coeficienţilor de transfer de masă la absorbere cu umplutură aşezată neuniform (în vrac), în regim pelicular.

a) pentru faza gazoasă:

$$Nu_g' = 0{,}407\ Re_g^{0{,}655}(Pr_g')^{0{,}33} \qquad (6\text{-}44)$$

unde:

$$Nu_g' = \frac{\beta_b \cdot d_{ech}}{D_b}$$

$$Re_g = \frac{4w \cdot \rho_g}{\sigma \cdot \eta_g} \quad \text{ecuaţia (6-37, } a)$$

$$Pr_g' = \frac{\eta_g}{\rho_b \cdot D_g}$$

β_g — coeficient parţial de transfer de masă pentru gaz,

$$\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \dfrac{\text{kmol}}{\text{m}^3}} = \frac{\text{m}}{\text{s}};$$

D_g — coeficientul de difuziune a componentului absorbit, m²/s.

Pentru semnificaţia celorlalte simboluri vezi formulele (6-35) şi (6-37).

Ecuaţia (6-44) este valabilă pentru valori ale cifrei Re_v cuprinse între 10 şi 10 000.

b) pentru faza lichidă:

$$Nu_l' = 0{,}0021\ Re_l^{0{,}75} \cdot (Pr_l')^{0{,}5} \qquad (6\text{-}45)$$

unde:

$$Nu_l' = \frac{\beta_l \cdot \delta_{red}}{D_l}$$

$$Re_l = \frac{4L}{A \cdot \sigma \cdot \psi \cdot \eta_l}$$

$$Pr_l' = \frac{\eta_l}{\rho_l \cdot D_l}$$

β_l — coeficientul parţial de transfer de masă pentru lichid, m/s;

$\delta_{red} = \left(\frac{\eta_l^2}{\eta_l^2 \cdot g}\right)^{1/3}$ — aşa numita grosime redusă a peliculei de lichid, m;

D_l — coeficientul de difuziune în lichid a componentului absorbit, m²/s;

L — debitul masic al lichidului, kg/s.

Expresia pentru criteriul Re_l s-a obţinut în modul următor:

Semnificaţiile simbolurilor — vezi ecuaţiile (6-35) şi (6-38).

Perimetrul udat de lichid al secţiunii absorberului se obţine din ecuaţia (6-38):

$$P = \frac{S}{H_v} = A \cdot \sigma \cdot \psi \qquad (6\text{-}46)$$

Viteza de curgere a peliculei de lichid prin umplutură:

$$w_{l,pel.} = \frac{L}{\rho_l \cdot P \cdot \delta} = \frac{L}{\rho_l \cdot A \cdot \sigma \cdot \psi \cdot \delta} \qquad (6\text{-}47)$$

în care δ este grosimea medie a peliculei, m.

Diametrul echivalent al peliculei de lichid

$$d_{pel} = \frac{4 \cdot P \cdot \delta}{P} = 4\delta \qquad (6\text{-}48)$$

Înlocuind aceste mărimi în expresia criteriului Re_l, obţinem:

$$Re_l = \frac{w_{l,pel.} \cdot d_{pel} \cdot \rho_l}{\eta_l} = \frac{4L}{A \cdot \sigma \cdot \psi \cdot \eta_l} \qquad (6\text{-}49)$$

16. Determinarea diametrului şi a înălţimii coloanelor de absorbţie cu talere se face în acelaşi mod ca şi pentru coloanele de rectificare cu talere — vezi capitolul 7. Diametrul absorberului cu talere se calculează cu ecuaţiile (7-16) şi (7-17). Înălţimea părţii cu talere a absorberului, H_t, se determină cu ecuaţia (7-18). Numărul necesar de talere se găseşte grafic şi prin folosirea relaţiilor criteriale pentru calculul coeficienţilor de transfer de masă sau a înălţimii unităţii de transfer (I.U.T.).

La calcule aproximative pentru determinarea numărului de talere se determină grafic numărul de trepte de variaţie a concentraţiei (fig. 6-4) şi apoi numărul de talere n, cu ecuaţia (7-19).

6.2. EXEMPLE

Exemplul 6-1. Un amestec lichid conține 58,8% mol toluen și 41,2% mol tetraclorură de carbon. Să se determine concentrația toluenului exprimată în fracție de masă relativă, $\bar{X}\left(\text{în } \frac{\text{kg toluen}}{\text{kg tetraclorură de carbon}}\right)$ și concentrația de masă volumică, $\bar{C}_x$ (kg/m³).

Rezolvare. Concentrația de masă relativă a toluenului este :

$$\bar{X} = \frac{M_{tol} \cdot x}{M_{CCl_4}(1 - x)}$$

în care : M_{tol} este masa molară a toluenului $\left(92 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}\right)$;

M_{CCl_4} — masa molară a tetraclorurii de carbon (154 kg/kmol) ;

x — fracția molară a toluenului.

Avem deci,

$$\bar{X} = \frac{92 \cdot 0,588}{154 \cdot 0,412} = 0,853 \frac{\text{kg toluen}}{\text{kg } CCl_4}$$

Pentru a calcula concentrația de masă volumică a toluenului $\bar{C}_x$, este necesar să se cunoască densitatea amestecului, ρ. Pentru calculul densității, în prealabil se calculează fracția de masă a toluenului $\bar{x}$.

Din tabela 6-2 :

$$\bar{x} = \frac{\bar{X}}{1 + \bar{X}} = \frac{0,853}{1,853} = 0,461$$

Din tabela III se găsește : densitatea toluenului $\rho_{toulen} = 870$ kg/m³ și densitatea tetraclorurii de carbon $\rho_{CCl_4} = 1\,630$ kg/m³.

Considerînd că prin amestecare nu are loc o modificare a volumului, adică volumul amestecului este egal cu suma volumelor componentelor, se găsește volumul ocupat de 1 kg de amestec :

$$\frac{0,461}{870} + \frac{0,539}{1\,630} = 0,862 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

Densitatea amestecului va fi :

$$\rho = \frac{1}{0,862 \cdot 10^{-3}} = 1\,160 \text{ kg/m}^3$$

Concentrația de masă volumică a toluenului este :

$$\bar{C}_x = \rho \cdot \bar{x} = 1\,160 \cdot 0,461 = 535 \text{ kg/m}^3$$

Exemplul 6-2. La presiunea atmosferică și temperatura de 34°C aerul este saturat cu vapori de apă. Să se determine presiunea parțială a aerului, concentrația vaporilor în amestecul aer-vapori, exprimată în % volume, % masă, și fracție de masă relativă, considerînd ambele componente ale amestecului drept gaze ideale. Presiunea atmosferică este 745 mm Hg. Să se determine de asemenea densitatea amestecului aer-vapori și să se compare aceasta cu densitatea aerului uscat.

Rezolvare. Din tabela XXXVIII se găsește că la $t = 34$°C presiunea vaporilor saturanți ai apei este 39,9 mm Hg. Aceasta este presiunea parțială a vaporilor de apă, p_{vap}, în amestecul aer-vapori, iar presiunea parțială a aerului este :

$$p_{aer} = P - p_{vap} = 745 - 39,9 \approx 705 \text{ mm Hg}$$

Fracția molară (volumică) a vaporilor de apă în amestec este :

$$y = \frac{p_{vap}}{P} = \frac{39,9}{745} = 0,0535$$

Fracția de masă a vaporilor este :

$$\bar{y} = \frac{M_{vap} \cdot y}{M_{vap} \cdot y + M_{aer}(1 - y)} = \frac{18 \cdot 0,0535}{18 \cdot 0,0535 + 29 \cdot 0,9465} = 0,0339$$

Concentrația de masă relativă este

$$\bar{Y} = \frac{\bar{y}}{1 - \bar{y}} = \frac{0,0339}{0,9661} = 0,0351 \frac{\text{kg vapori apă}}{\text{kg aer}}$$

Densitatea amestecului aer-vapori se calculează ca suma densităților componenților, luați fiecare la presiunea sa parțială :

$$\rho_{am} = \rho_{aer} + \rho_{vap} = \frac{M_{aer} \cdot p_{aer} \cdot T_0}{22,4 \cdot T \cdot P_0} + \frac{M_{vap} \cdot p_{vap} \cdot T_0}{22,4 \cdot T \cdot P_0} =$$

$$= \frac{T_0}{22,4 \; T \cdot P_0}(M_{aer} \cdot p_{aer} + M_{vap} \cdot p_{vap}) =$$

$$= \frac{273}{22,4 \cdot 307 \cdot 760}(29 \cdot 705 + 18 \cdot 39,9) = 1,105 \text{ kg/m}^3$$

Densitatea amestecului se poate calcula și altfel :

Masa molară a amestecului este :

$$M_{am} = M_{vap} \cdot y + M_{aer}(1 - y) = 18 \cdot 0,0535 + 29 \cdot 0,9465 = 28,4 \text{ kg/kmol}$$

Densitatea amestecului la $P = 745$ mm Hg și $t = 34$°C :

$$\rho_{am} = \frac{M_{am} \cdot P \cdot T_0}{22,4 \cdot P_0 \cdot T} = \frac{28,4 \cdot 745 \cdot 273}{22,4 \cdot 760 \cdot 307} = 1,105 \text{ kg/m}^3$$

Densitatea aerului uscat la aceeași presiune și temperatură este :

$$\rho_{aer\ usc.} = \frac{M_{aer} \cdot P \cdot T_0}{22.4 \cdot P_0 \cdot T} = \frac{29 \cdot 745 \cdot 273}{22.4 \cdot 760 \cdot 307} = 1,13 \text{ kg/m}^3$$

Exemplul 6-3. La temperatura de 25°C sînt aduse în contact: aer la presiunea atmosferică, care conţine 14% (volume) acetilenă şi apă, care conţine acetilenă dizolvată în cantitate de: a) $0{,}29\cdot10^{-3}$ kg C_2H_2 la 1 kg apă; b) $0{,}153\cdot10^{-3}$ kg C_2H_2 la 1 kg apă. Să se determine:

1) din care fază în care va trece acetilena;

2) forţa motoare a acestui proces în momentul iniţial (în concentraţii molare relative). Presiunea atmosferică este 765 mm Hg. Concentraţiile de echilibru ale acetilenei în fazele gazoasă şi lichidă se determină cu ajutorul legii lui Henry.

Rezolvare.

Legea lui Henry — ecuaţia (6-2):

$$p^* = E\cdot x$$

Din tabela XLI se găseşte că la $t = 25°C$, constanta lui Henry, $E = 1{,}01\cdot10^6$ mm Hg.

Presiunea parţială a acetilenei în aer se determină din ecuaţia (6-1)

$$p = y\cdot P = 0{,}14\cdot765 = 107 \text{ mm Hg}$$

a) fracţia molară a acetilenei în apă la $\bar{X} = 0{,}29\cdot10^{-3}\,\dfrac{\text{kg acetilenă}}{\text{kg apă}}$ (tabela 6-2) este:

$$x = \frac{\bar{X}}{\bar{X} + \dfrac{M_{ac}}{M_{apa}}} = \frac{0{,}29\cdot10^{-3}}{0{,}29\cdot10^{-3} + \dfrac{26}{18}} \approx \frac{18\cdot0{,}29\cdot10^{-3}}{26} = 0{,}2\cdot10^{-3}$$

Răspunsurile la întrebările din exemplu se pot obţine pe două căi:

I. În condiţii de echilibru, presiunea parţială a acetilenei în faza gazoasă deasupra lichidului cu $x = 0{,}2\cdot10^{-3}$ se poate stabili cu legea lui Henry:

$$p^* = E\cdot x = 1{,}01\cdot10^6\cdot0{,}2\cdot10^{-3} = 202 \text{ mm Hg}$$

În realitate deasupra acestui lichid presiunea parţială a acetilenei este mai mică şi anume $p = 107$ mm Hg. Pentru ca în procesul de transfer de masă sistemul gaz-lichid să se apropie de starea de echilibru, presiunea parţială a acetilenei în faza gazoasă trebuie să se mărească, adică acetilena va trece din apă în aer.

Forţa motoare a acestui proces de trecere (abaterea de la starea de echilibru) în momentul iniţial va fi egală cu:

— în unităţi de presiune parţială a acetilenei:

$$\Delta p = p^* - p = 202 - 107 = 95 \text{ mm Hg}$$

— în fracţii molare:

$$\Delta y = y^* - y = \frac{202}{765} - 0{,}14 = 0{,}264 - 0{,}14 = 0{,}124$$

— în concentraţii molare relative:

$$\Delta Y = Y^* - Y = \frac{y^*}{1-y^*} - \frac{y}{1-y} = \frac{0{,}264}{1-0{,}264} - \frac{0{,}14}{1-0{,}14} =$$

$$= 0{,}359 - 0{,}163 = 0{,}196\,\frac{\text{kmol acetilenă}}{\text{kg aer}}$$

II. În condiţii de echilibru cu faza gazoasă în care presiunea parţială a acetilenei este 107 mm Hg, după legea lui Henry apa trebuie să aibă următorul conţinut în acetilenă (exprimat în fracţii molare):

$$x^* = \frac{p}{E} = \frac{107}{1{,}01\cdot10^6} = 0{,}106\cdot10^{-3}$$

În realitate, fracţia molară a acetilenei în apa este mai mare: $x = 0{,}2\cdot10^{-3}$. Pentru ca în procesul de transfer de masă sistemul să se apropie de starea de echilibru, fracţia molară a acetilenei în apă trebuie să se micşoreze, adică acetilena va trece din apă în aer.

Forţa motoare a acestui proces de transfer de masă în momentul iniţial (calculată prin concentraţiile în faza lichidă) va fi:

— în fracţii molare:

$$\Delta x = x - x^* = 0{,}2\cdot10^{-3} - 0{,}106\cdot10^{-3} = 0{,}094\cdot10^{-3}$$

— în concentraţii molare relative:

$$\Delta X = X - X^* = \frac{x}{1-x} - \frac{x^*}{1-x^*}$$

Deoarece în acest exemplu atît x cît şi x^* sînt mult mai mici decît unitatea, atunci la numitorii din ultima ecuaţie se pot neglija valorile x şi x^* astfel încît:

$$\Delta X = x - x^* = 0{,}094\cdot10^{-3}\,\frac{\text{kmol acetilenă}}{\text{kmol apă}}$$

b) fracţia molară a acetilenei în apă:

$$x \approx \frac{18\cdot0{,}153\cdot10^{-3}}{26} = 0{,}106\cdot10^{-3}$$

Transferul acetilenei dintr-o fază în alta nu va avea loc, deoarece fazele aflate în contact sînt în echilibru:

$$x = x^* = 0{,}106\cdot10^{-3}$$

$$y = y^* = 0{,}14$$

Exemplul 6-4. Într-un aparat în care are loc un proces de transfer de masă, în care presiunea este $P = 3{,}1$ ata, coeficienţii parţiali de transfer de masă au următoarele valori:

$$k_y = 1{,}07\,\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2\cdot\text{h}(\Delta y = 1)}, \quad k_x = 22\,\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2\cdot\text{h}(\Delta x = 1)}$$

Stările de echilibru ale fazelor gazoasă și lichidă se caracterizează prin legea lui Henry $p^* = 0{,}08 \cdot 10^6 x$ mm Hg. Să se determine :

a) coeficienții de transfer de masă K_y și K_x.

b) de cîte ori rezistența de difuziune a fazei lichide diferă față de rezistența la difuziune a fazei gazoase.

Rezolvare.

Se aduce ecuația de echilibru în forma $y^* = m \cdot x$:

$$y^* = \frac{p^*}{P} = \frac{0{,}08 \cdot 10^6}{3{,}1 \cdot 735} \cdot x = 35{,}1x$$

Se calculează coeficienții totali de transfer de masă :

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{k_y} + \frac{b}{k_x}} = \frac{1}{\frac{1}{10{,}7} + \frac{35{,}1}{22}} = \frac{1}{0{,}935 + 1{,}595} =$$

$$= 0{,}396 \frac{\text{kmol.}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}(\Delta y = 1)}$$

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{b \cdot k_y} + \frac{1}{k_x}} = \frac{1}{\frac{1}{35{,}1 \cdot 1{,}07} + \frac{1}{22}} = \frac{1}{0{,}0266 + 0{,}0455} =$$

$$= 13{,}9 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}(\Delta y = 1)}$$

Verificare :

$$\frac{K_x}{K_y} = \frac{13{,}9}{0{,}396} = 35{,}1 = b$$

Raportul rezistențelor la difuziune a fazelor lichidă și gazoasă, în cazul forței motoare Δy va fi :

$$\frac{b}{k_x} : \frac{1}{k_y} = \frac{1{,}595}{0{,}935} = 1{,}71$$

Același raport se obține și în cazul forței motoare Δx.

Rezistența la difuziune a fazei lichide este de 1,71 de ori mai mare decît rezistența fazei gazoase.

Exemplul 6-5. Într-un absorber (aparat de transfer de masă) coeficientul total de transfer de masă este :

$$K_y = 10{,}4 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}}$$

Gazul inert (care nu trece în lichid) este azotul. Presiunea în aparat este 760 mm Hg, iar temperatura 20°C. Să se determine valorile coeficientului total de transfer de masă K_y în următoarele unități :

$$1)\ \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot (\Delta y = 1)};\quad 2)\ \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{mm Hg}};\quad 3)\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \frac{\text{kg}}{\text{kg gaz inert}}}$$

Rezolvare. Se scriu egalitățile :

$$M = K_y \cdot \Delta C_y \cdot S = K_y' \cdot \Delta y \cdot S = K_y'' \cdot \Delta p \cdot S$$

în care M este debitul molar al componentului care trece în lichid, în kmol/h.

De aici rezultă :

1) $K_y \cdot \Delta C_y = K_y' \cdot \Delta y$

$$K_y' = K_y \cdot \frac{\Delta C_y}{\Delta y}$$

Din tabela 6-2 :

$$C_y = \frac{\rho}{M_{am}} \cdot y = \frac{P \cdot T_0}{22{,}4 \cdot P_0 \cdot T} \cdot y$$

În acest exemplu $P = P_0$ și atunci :

$$\frac{\Delta C_y}{\Delta y} = \frac{T_0}{22{,}4 \cdot T} = \frac{273}{22{,}4 \cdot 293} = 0{,}0416$$

$$K_y' = K_y \cdot \frac{\Delta C_y}{\Delta y} = 10{,}4 \cdot 0{,}0416 = 0{,}433 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot (\Delta y = 1)}$$

2) $K_y' \cdot \Delta y = K_y'' \cdot \Delta p$

Din ecuația (6-1) :

$$y = \frac{p}{P};\quad \Delta y = \frac{\Delta p}{P}$$

$$K_y'' = K_y' \cdot \frac{\Delta y}{\Delta p} = \frac{K_y'}{P} = \frac{0{,}433}{760} = 5{,}69 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{mm Hg}}$$

sau

$$\frac{5{,}69 \cdot 10^{-4}}{3\,600 \cdot 133{,}3} = 1{,}19 \cdot 10^{-9} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}}$$

3) din egalitățile :

$$m_{tr} = M_{comp} \cdot M = M_{comp} \cdot K_y' \cdot \Delta y \cdot S = K_y''' \cdot \Delta \bar{Y} \cdot S$$

în care m_{tr} este debitul masic al componentului care se transferă în kg/h, se obține :

$$K_y''' = K_y' \cdot M_{comp} \cdot \frac{\Delta y}{\Delta \bar{Y}}$$

Din tabela 6-2 :

$$\bar{Y} = \frac{M_{comp} \cdot y}{M_{inert}(1 - y)}$$

La valori mici ale lui y :

$$\bar{Y} \cong \frac{M_{comp}}{M_{inert}} \cdot y$$

De aici rezultă :

$$\frac{\Delta y}{\Delta \bar{Y}} \approx \frac{M_{inert}}{M_{comp}}$$

$$K_y''' = K_y' \cdot \frac{M_{comp} \cdot \Delta y}{\Delta \bar{Y}} = K_y' \cdot M_{inert} = 0{,}433 \cdot 28 = 12{,}1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \dfrac{\text{kg}}{\text{kg gaz inert}}}$$

În aceste relații :

M este debitul molar al componentului care se transferă, kmol/h;

M_{comp} = masa molară a componentului care se transferă ;

M_{inert} = masa molară a gazului inert.

Exemplul 6-6. Să se calculeze coeficientul de difuziune al hidrogenului sulfurat în apă la 40°C.

Rezolvare. Se calculează la început coeficientul de difuziune la 20°C cu formula (6-21) :

$$D_{20} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB\sqrt{\eta}\,(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}$$

Pentru hidrogen sulfurat

$A = 1$

$v_A = 2 \cdot 3{,}7 + 25{,}6 = 33{,}0$(tab. 6-3)

$M_A = 34$

Pentru apă

$B = 4{,}7$

$\eta = 1$ cP = 1mPa·s

$v_B = 2 \cdot 3{,}7 + 7{,}4 = 14{,}8$

$M_B = 18$

Se înlocuiesc aceste valori în relația (6-21) :

$$D_{20} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{4{,}7 \cdot 1 \cdot (14{,}8^{1/3} + 33^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{18} + \frac{1}{34}} = 1{,}93 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

Se calculează coeficientul de temperatură b cu formula (6-23) :

$$b = \frac{0{,}2\sqrt{\eta}}{\sqrt[3]{\rho}} = \frac{0{,}2\sqrt{1}}{\sqrt[3]{1\,000}} = 0{,}02$$

Coeficientul de difuziune căutat, calculat cu relația (6-22) va fi egal cu :

$$D_{40} = 1{,}93 \cdot 10^{-9}[1 + 0{,}02(40 - 20)] = 2{,}7 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

Pentru comparație se calculează coeficientul de difuziune a hidrogenului sulfurat în apă la 40°C și cu relația (6-24) :

$$D_{40} = \frac{7{,}4 \cdot 10^{-12}(2{,}6 \cdot 18)^{0{,}5} \cdot 313}{0{,}656 \cdot 33^{0{,}6}} = \frac{7{,}4 \cdot 10^{-12} \cdot 6{,}83 \cdot 313}{0{,}656 \cdot 8{,}15}$$

$$D_{40} = 2{,}96 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

În această relație 0,656 cP este vîscozitatea dinamică a apei la temperatura de 40°C (tab. VI).

Exemplul 6-7. Să se determine debitul de acid sulfuric necesar pentru a usca aerul în următoarele condiții : capacitatea scruberului 500 m³/h (calculată pentru aer uscat în condiții normale) ; conținutul inițial de umiditate în aer 0,016 kg/kg aer uscat ; conținutul final 0,006 kg/kg aer uscat ; conținutul inițial de apă în acid 0,6 kg/kg monohidrat ; conținutul final 1,4 kg/kg monohidrat. Uscarea aerului se face la presiunea atmosferică.

Rezolvare.

Debitul masic al aerului este :

$$G = V_{aer} \cdot \rho_{aer} = 500 \cdot 1{,}293 = 646 \text{ kg/h}$$

unde 1,293 kg/m³ este densitatea aerului în condiții normale.

Din ecuația (6-25) debitul acidului sulfuric (monohidrat) :

$$L = G\,\frac{\bar{Y}_b - \bar{Y}_v}{\bar{X}_b - \bar{X}_v} = 646 \cdot \frac{0{,}016 - 0{,}006}{1{,}4 - 0{,}6} = 8{,}1 \text{ kg/h}$$

Exemplul 6-8. Un scruber pentru absorbția vaporilor de acetonă din aer se stropește cu o cantitate de apă de 3 000 kg/h. Temperatura medie în scruber este 20°C iar presiunea este cea atmosferică. Prin scruber trece un amestec de aer și vapori de acetonă, conținînd 6% vol acetonă. Aerul pur din acest amestec este în cantitate de 1 400 m³/h (calculat în condiții normale). În scruber se reține 98% din cantitatea de acetonă. Ecuația liniei de echilibru este :

$$Y^* = 1{,}68X$$

unde X și Y^* sînt exprimate în kmol acetonă la 1 kmol din cel de-al doilea component, adică apă sau aer.

Să se găsească diametrul și înălțimea scruberului, umplut cu inele ceramice cu dimensiunile 25×25×3 mm. Viteza gazului se ia cu 25% mai mică decît viteza de înecare.

Coeficientul de transfer de masă $K_y = 0{,}4 \dfrac{\text{kmol acetonă}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \dfrac{\text{kmol acet.}}{\text{kmol aer}}}$.

Coeficientul de udare a umpluturii se consideră egal cu unitatea.

Rezolvare.

Cantitatea de acetonă absorbită este :

$$M = \frac{V_{inert} \cdot y_b \cdot \eta}{(1 - y_b) \cdot 22{,}4} = \frac{1\,400 \cdot 0{,}06 \cdot 0{,}98}{0{,}94 \cdot 22{,}4} = 3{,}9 \text{ kmol/h}$$

unde $\eta = 0{,}98$ este randamentul de reținere a acetonei.

Concentrația inițială a acetonei în apa care se introduce la vîrful scruberului, $X_v = 0$.

Concentrația finală a acetonei în apa care iese la baza scruberului :

$$X_b = \frac{M}{\dfrac{L}{M_{apa}}} = \frac{3{,}9}{\dfrac{3\,000}{18}} = 0{,}0234 \frac{\text{kmol acetonă}}{\text{kmol apă}}$$

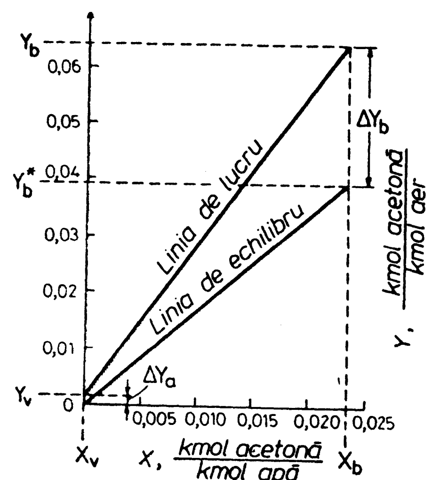


Fig. 6-5. Schiţa la exemplul 6-8.

Concentraţia iniţială a acetonei în aer, la baza turnului este :

$$Y_b = \frac{y_b}{1 - y_b} = \frac{0{,}06}{0{,}94} = 0{,}0639 \frac{\text{kmol acetonă}}{\text{kmol aer}}$$

Concentraţia finală a acetonei în aer, la ieşirea din scruber este :

$$Y_v = \frac{y_b(1-\eta)}{1-y_b} = \frac{0{,}06 \cdot 0{,}02}{0{,}94} = 0{,}00128 \frac{\text{kmol acetonă}}{\text{kmol aer}}$$

Prin aceste puncte, pe diagrama $Y-X$ (fig. 6-5) se duce linia de lucru ; mai jos se construieşte linia de echilibru după ecuaţia $Y^* = 1{,}68\ X$.

Se calculează valoarea forţei motoare de absorbţie la baza scruberului:

$$\Delta Y_b = Y_b - Y_b^* = 0{,}0639 - 0{,}0393 = 0{,}0246 \frac{\text{kmol acetonă}}{\text{kmol aer}}$$

Valoarea Y_b^* se calculează din ecuaţia liniei de echilibru pentru concentraţia X_b, corespunzătoare de la baza scruberului :

$$Y_b^* = 1{,}68 X_b = 1{,}68 \cdot 0{,}0234 = 0{,}0393 \frac{\text{kmol acetonă}}{\text{kmol aer}}$$

Forţa motoare de absorbţie la vîrful scruberului este :

$$\Delta Y_v = Y_v - Y_v^* = 0{,}00128 - 0 = 0{,}00128 \frac{\text{kmol acetonă}}{\text{kmol aer}}$$

Forţa motoare medie va fi :

$$\Delta Y_{med} = \frac{\Delta Y_b - \Delta Y_v}{2{,}3 \lg \frac{\Delta Y_b}{\Delta Y_v}} = \frac{0{,}0246 - 0{,}00128}{2{,}3 \lg \frac{0{,}0246}{0{,}00128}} = 0{,}0079 \frac{\text{kmol acetonă}}{\text{kmol aer}}$$

Suprafaţa necesară de transfer de masă se calculează cu relaţia :

$$S = \frac{M}{K_y \cdot \Delta Y_{med}} = \frac{3{,}9}{0{,}4 \cdot 0{,}0079} = 1\,230 \ \text{m}^2$$

Volumul stratului de inele ceramice, necesar pentru a obţine suprafaţa căutată, la $\psi = 1$ [vezi relaţia [6-38)], este :

$$V = H_u \cdot A = \frac{S}{\sigma} = \frac{1\,230}{204} = 6 \ \text{m}^3$$

unde 204 este suprafaţa specifică a umpluturii, în m^2/m^2 (v. tabelul XVII). Se determină secţiunea scruberului.

Cu ecuaţia (6-35) se calculează viteza fictivă a gazului w_f, la punctul de inversare a fazelor neglijînd conţinutul mic de acetonă în lichid şi în gaz.

Valorile mărimilor din această relaţie sînt :

$$L = 3\,000 \ \text{kg/h} \qquad \rho_b = \rho_0 \frac{T_0}{T} = 1{,}29 \cdot \frac{273}{293} = 1{,}2 \ \text{kg/m}^3$$

$$G = 1\,400 \cdot 1{,}29 = 1\,810 \ \text{kg/h} \qquad \rho_l = 1\,000 \ \text{kg/m}^3$$

$$\frac{L}{G} = \frac{3\,000}{1\,810} = 1{,}66 \qquad \frac{\rho_b}{\rho_l} = \frac{1{,}2}{1\,000} = 0{,}0012$$

$$\eta_l = 1 \ \text{mPa·s} \ ; \ V_{lib} = 0{,}74 \ \text{m}^3/\text{m}^3 \ \text{(tabela XVII).}$$

Se introduc aceste valori în formula (6-35) :

$$\lg\left(\frac{w_f^2 \cdot 204 \cdot 0{,}0012}{9{,}81 \cdot 0{,}74^3} \cdot 1^{0{,}16}\right) = 0{,}022 - 1{,}75 \cdot 1{,}66^{0{,}25} \cdot 0{,}0012^{0{,}12}$$

sau

$$\lg 0{,}0616 w_f^2 = -0{,}825$$

$10^{-0,825} = 0,0616\ w^2$

de unde $w_f = 1{,}56$ m/s

Conform condiţiilor problemei, viteza fictivă de lucru a gazului se ia cu 25% mai mică, adică :

$$w = 0{,}75 w_f = 0{,}75 \cdot 1{,}56 = 1{,}17 \ \text{m/s}$$

Aria secţiunii scruberului va fi :

$$A = \frac{G}{3\,600 \cdot w \cdot \rho_g} = \frac{1\,810}{3\,600 \cdot 1{,}17 \cdot 1{,}2} = 0{,}358 \ \text{m}^2$$

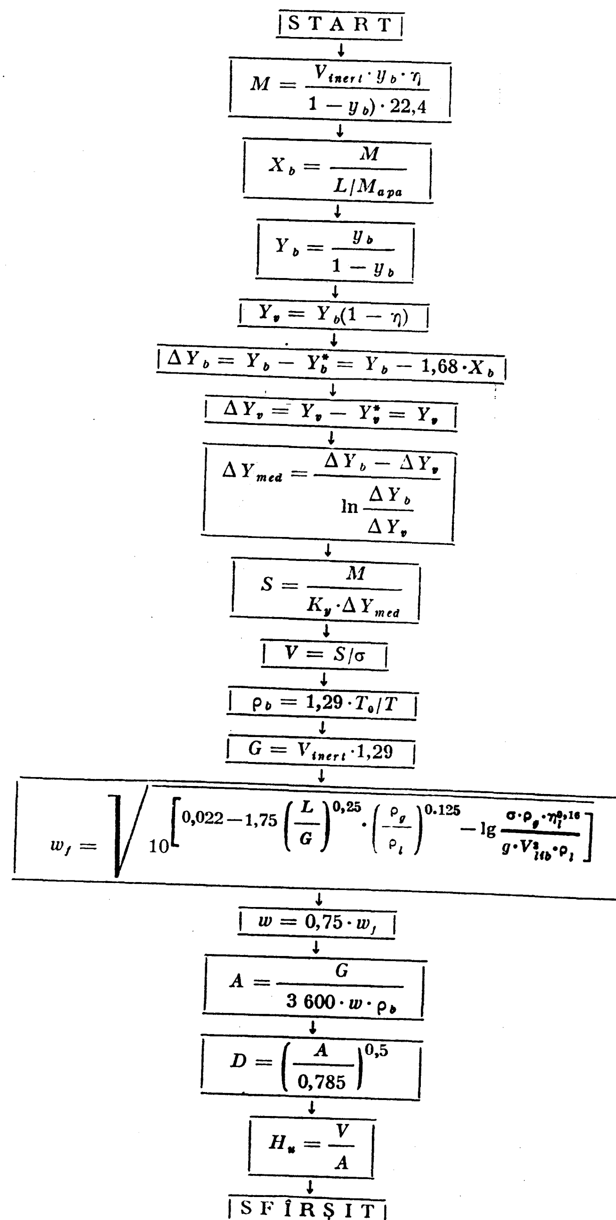
de unde diametrul scruberului :

$$D = \sqrt{\frac{0{,}358}{0{,}785}} = 0{,}675 \ \text{m}$$

Înălţimea necesară a stratului de umplutură este :

$$H_u = \frac{V}{A} = \frac{6}{0{,}358} = 16{,}8 \ \text{m}$$

Schema bloc a algoritmului rezolvării exemplului 6-8.



Exemplul 6-9. Să se determine coeficientul de transfer de masă într-un scruber cu apă pentru absorbția bioxidului de carbon dintr-un gaz în următoarele condiții. În scruber se introduc 5 000 m³/h amestec de gaze (la presiunea atmosferică și temperatura de lucru) și 650 m³/h apă curată. Conținutul inițial de bioxid de carbon în gaze este 28,4% vol., iar conținutul final (la vîrful scruberului) este 0,2% vol. Presiunea în scruber este 16,5 ata. Temperatura este 15°C. În partea inferioară a scruberului sînt încărcate 3 tone inele ceramice cu dimensiunile 50×50×5 mm. Mai sus sînt încărcate 17 tone inele cu dimensiunile 35×35×4 mm. Coeficientul de umectare a umpluturii se consideră egal cu unitatea.

Rezolvare

Se calculează suprafața totală a tuturor inelelor. Suprafața oferită de inelele de 50×50×5 este :

$$S_1 = \frac{G_1}{\rho_1} \cdot \sigma_1 = \frac{3\,000}{530} \cdot 87,5 = 495 \text{ m}^2$$

în care :

$\rho_1 = 530$ kg/m³ — densitatea în vrac a umpluturii ;

$\sigma_1 = 87,5$ m²/m³ — suprafața specifică a umpluturii (din tabela XVII).

Analog, se calculează suprafața inelelor de 35×35×4 mm :

$$S_2 = \frac{G_2}{\rho_2} \cdot \sigma_2 = \frac{17\,000}{505} \cdot 140 = 4\,717 \text{ m}^2$$

Suprafața totală a inelelor :

$$S = S_1 + S_2 = 495 + 4\,717 = 5\,212 \text{ m}^2$$

Se determină cantitatea de bioxid de carbon absorbită în apă.

Cantitatea inițială de bioxid de carbon în gaz (la baza scruberului) este :

$$V_{CO_2\,bază} = V_{amestec\,bază} \cdot y_{bază} = 5\,000 \cdot 0,284 = 1\,420 \text{ m}^3/\text{h}$$

Cantitatea de bioxid de carbon în gazul care iese (la vîrful scruberului) este :

$$V_{CO_2\,vîrf} = V_{amestec\,vîrf} \cdot y_{vîrf} = \frac{V_{am.\,bază} - V_{CO_2\,bază}}{1 - y_v} \cdot y_v$$

$$V_{CO_2\,vîrf} = \frac{5\,000 - 1\,420}{1 - 0,002} \cdot 0,002 = 7,2 \text{ m}^3/\text{h}$$

Se absoarbe în apă cantitatea de bioxid de carbon egală cu :

$$V_{abs} = V_{CO_2\,bază} - V_{CO_2\,vîrf} = 1\,420 - 7,2 = 1\,412,8 \text{ m}^3/\text{h}$$

(în condiții de $p = 1$ ata, $t = 15$°C).
sau

$$G_{abs} = \frac{V_{abs} \cdot T_0}{T} \cdot \rho_0 = \frac{1\,412,8 \cdot 273}{273 + 15} \cdot 1,976 = 2\,630 \text{ kg/h}$$

adică $\frac{2\,630}{44} = 60$ kmol/h.

Aici : 1,976 kg/m³ — densitatea CO_2 în condiții normale ;
44 kg/kmol — masa molară a CO_2.

Se calculează forța motoare a procesului de absorbție la baza scruberului. Presiunea parțială a bioxidului de carbon la intrarea în scruber este :

$$p_{CO_2\,bază} = P \cdot y_{bază} = 1\,620 \cdot 0{,}284 = 460 \text{ kPa}$$

unde : 1 620 = 16,5·98,1 kPa este presiunea totală în scruber.

Fracția molară a CO_2 în apa care iese din scruber :

$$x_{bază} = \frac{m_{CO_2}/M_{CO_2}}{\dfrac{m_{CO_2}}{M_{CO_2}} + \dfrac{m_{H_2O}}{M_{H_2O}}} = \frac{60}{60 + \dfrac{650\,000}{18}} = 0{,}00166$$

Constanta lui Henry, E, pentru bioxid de carbon la 15°C este egală cu $0{,}93 \cdot 10^6$ mm Hg sau $0{,}124 \cdot 10^6$ kPa (tabela XLI) ; de aici rezultă presiunea parțială a bioxidului de carbon în gaz la echilibru cu soluția care iese din scruber [ecuația (6-2)] :

$$p^*_{bază} = E \cdot x_{bază} = 0{,}124 \cdot 10^6 \cdot 0{,}00166 = 206 \text{ kPa}$$

Forța motoare a procesului de absorbție la baza scruberului este :

$$\Delta p_{bază} = p_{bază} - p^*_{bază} = 460 - 206 = 254 \text{ kPa}$$

Se determină forța motoare a procesului de absorbție la vîrful scruberului.

Presiunea parțială a bioxidului de carbon în gazul, care iese la vîrful scruberului este :

$$p_v = P \cdot y_v = 1\,620 \cdot 0{,}002 = 3{,}24 \text{ kPa}$$

Deoarece apa de stropire care se introduce în scruber este curată, presiunea parțială a bioxidului de carbon din gaz în echilibru cu lichidul este egală cu zero : de aici forța motoare a procesului de absorbție la vîrful coloanei este :

$$\Delta p_v = p_v - p^*_v = 3{,}24 - 0 = 3{,}24 \text{ kPa}$$

Forța motoare medie pentru întregul proces este:

$$\Delta p_{med} = \frac{254 - 3{,}24}{2{,}3 \lg \dfrac{254}{3{,}24}} = 57{,}4 \text{ kPa}$$

Coeficientul de transfer de masă este :

$$K_{\Delta p} = \frac{M}{S \cdot \Delta P_{med}} = \frac{2\,630}{5\,212 \cdot 57{,}4} = 0{,}0088 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa}} = 0{,}86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{at}}$$

Dacă coeficientul de transfer de masă se referă la diferența de presiune ΔP, exprimată în mmHg se obține următoarea valoare :

$$K_{\Delta p} = \frac{2\,630}{5\,212 \cdot \dfrac{57{,}4}{0{,}133}} = 0{,}0012 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{mm col Hg}}$$

Exemplul 6-10. Într-un scruber se absoarbe în apă, la presiune atmosferică, amoniacul din gaze. Conținutul inițial de amoniac în gaze este 0,03 kmol/kmol gaz inert. Gradul de separare este 90%. Apa care iese din scruber, conține amoniac în proporție de 0,02 kmol/kmol apă. În scruber se menține temperatura constantă.

Date asupra concentrațiilor de echilibru ale amoniacului în lichid și gaz la temperatura de absorbție sînt indicate în tabela 6-4.

Tabelul 6-4

X, $\frac{\text{kmol amoniac}}{\text{kmol apă}}$	Y^*, $\frac{\text{kmol amoniac}}{\text{kmol gaz inert}}$
0	0
0,005	0,0045
0,010	0,0102
0,0125	0,0138
0,015	0,0183
0,020	0,0273
0,023	0,0237

Să se determine numărul necesar de unități de transfer n_{oy}: 1) grafic ; 2) prin metoda integrării grafice.

Rezolvare.

1. După datele din tabela 6-4, în figura 6-6 se construiește linia de echilibru $A-B$. Pe acest grafic se trasează și linia de lucru CD. Aceasta va trece prin punctul C de coordonate $X_v = 0$, $Y_v = 0{,}03\,(1 - 0{,}9) = 0{,}003$ (corespunzător concentrațiilor la vîrful scruberului) și prin punctul D, cu coordonatele $X_b = 0{,}02$, $Y_b = 0{,}03$ (corespunzător concentrațiilor la baza scruberului).

Numărul de unități de transfer n_{oy} se determină în felul următor : Se duc ordonate între liniile de lucru și de echilibru și se împart în două ; prin mijlocul ordonatelor se duce linia punctată ajutătoare. Apoi, începînd din punctul C, construcția se face astfel încît pentru fiecare treaptă $ab = bc$. Fiecare din treptele obținute constituie o unitate de transfer, adică o astfel de parte a aparatului, la care schimbarea concentrației de lucru $(Y_1 - Y_2)$ este egală cu forța motoare medie în această parte $(Y - Y^*)_{med}$.

În total, se obțin 5,82 trepte (ultima treaptă incompletă este egală cu raportul segmentelor $\frac{Dd}{ef} = 0{,}82$) :

$$n_{oy} = 5{,}82$$

După cum rezultă din grafic, la partea inferioară a curbei de echilibru, unde înclinarea ei este mai mică decît înclinarea liniei de lucru, unitatea de transfer este mai mică decît treapta de variație a concentrației, iar la partea

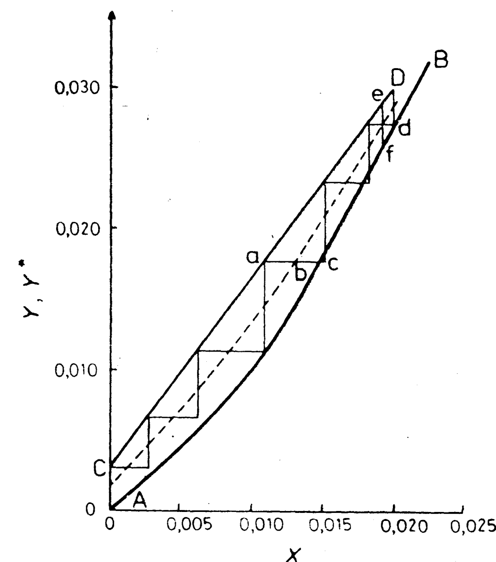


Fig. 6-6. Schița la exemplul 6-10.

superioară a liniei de echilibru, unde înclinarea ei este mai mare decît înclinarea liniei de lucru, se observă un aspect invers.

2. Pentru determinarea numărului unităţilor de transfer prin metoda integrării grafice, cu datele din tabela 6-4 şi figura 6-6 se întocmeşte tabela 6-5.

Tabelul 6-5

X	Y	Y*	Y − Y*	$\frac{1}{Y - Y^*}$
0	0,003	0	0,003	333
0,005	0,0097	0,0045	0,0052	193
0,010	0,0165	0,0102	0,0063	159
0,0125	0,0200	0,0138	0,0062	161
0,015	0,0234	0,0183	0,0051	196
0,020	0,0300	0,0273	0,0027	371

Cu datele din tabela 6-5 se construieşte graficul $\frac{1}{Y - Y^*} = f(Y)$ — figura 6-7. Se calculează pe acest grafic suprafaţa haşurată (de exemplu, prin metoda trapezului — vezi exemplul 4-21). Mărimea acestei suprafeţe (5,83) dă valoarea integralei,

$$\int_{Y_v=0,003}^{Y_b=0,03} \frac{dY}{Y - Y^*}$$

adică numărul unităţilor de transfer, n_{oy}.

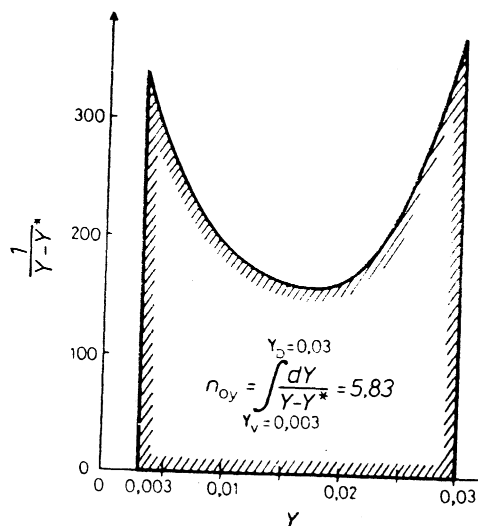


Fig. 6-7. Determinarea numărului unităţilor de transfer prin metoda integrării grafice (la exemplul 6-10.

Exemplul 6-11. Să se determine debitul minim al absorbantului lichid cu masă molară 224 kg/kmol necesar pentru îndepărtarea completă a propanului şi butanului din 1 000 Nm³/h amestec de gaze. Gazele conţin 15% (vol.) propan şi 10% (vol.) butan. Temperatura în absorber este 30°C, iar presiunea absolută — 3 ata (294 kPa). Solubilităţile butanului şi propanului în absorbant se caracterizează prin legea lui Raoult.

Rezolvare. Concentraţia maximă (fracţia molară) a propanului în absorbantul, care se scurge din coloană (în echilibru cu gazul care iese) se determină din ecuaţia (6-8) :

$$x^* = \frac{P}{P_p} \cdot y_p = \frac{294}{981} \cdot 0,15 = 0,045$$

unde P_p = 981 kPa (10 ata) — este presiunea vaporilor saturanţi de propan la 30°C.

Cantitatea de propan conţinută în amestecul gazos, care trebuie absorbită este :

$$m_p = \frac{V \cdot y_p}{22,4} = \frac{1\,000 \cdot 0,15}{22,4} = 6,7 \text{ kmol/h}$$

Debitul minim de absorbant pentru absorbţia propanului se determină din ecuaţia :

$$\frac{L_{min} \cdot x_p^*}{1 - x_p^*} = m_p$$

de unde :

$$L_{min} = \frac{m_p(1 - x_p^*)}{x_p^*} = \frac{6,7 \cdot 0,955}{0,045} = 142 \text{ kmol/h}$$

sau

$$L_{min} = 142 \cdot 224 = 31\,800 \text{ kg/h}$$

Concentraţia maximă posibilă a butanului în absorbantul care se scurge din scruber este :

$$x_b^* = \frac{P}{P_b} \cdot y_o = \frac{294}{265} \cdot 0,1 = 0,11$$

unde : P_b = 265 kPa (2,7 at) este presiunea vaporilor saturanţi de butan la 30°C.

Cantitatea de butan care se absoarbe este :

$$m_b = \frac{V \cdot y_b}{22,4} = \frac{1\,000 \cdot 0,1}{22,4} = 4,47 \text{ kmol/h}$$

Debitul minim de absorbant pentru absorbţia butanului este :

$$L'_{min} = \frac{m_b(1 - x_b^*)}{x_b^*} = \frac{4,47 \cdot 0,89}{0,11} = 36,1 \text{ kmol/h}$$

Debitul minim al absorbantului pentru absorbţia completă a butanului este considerabil mai mic decît cel pentru absorbţia propanului; prin urmare, cu cantitatea de absorbant găsită anterior (142 kmol/h) butanul va fi complet separat.

Exemplul 6-12. Să se determine coeficientul parţial de transfer de masă pentru faza gazoasă într-un absorbant cu umplutură, în care are loc absorbţia bioxidului de sulf dintr-un gaz inert (azot) la presiune atmosferică. Tempera-

tura în absorber este 20°C. Absorberul lucrează în regim de înecare. Viteza fictivă a gazului în absorber este 0,35 m/s. Absorbantul este umplut cu bucăţi de cocs (σ = 42 m²/m³), V_{lib} = 0,58 m³/m³).

Rezolvare.

Din ecuaţia (6-44):

$$Nu'_g = 0{,}407\ Re_g^{0,655} \cdot (Pr'_g)^{0,33}$$

unde:

$$Re_g = \frac{4w \cdot \rho_g}{\sigma \cdot \eta_g} = \frac{4 \cdot 0{,}35 \cdot 1{,}16}{42 \cdot 0{,}0175 \cdot 10^{-3}} = 2\,210$$

$$\rho_g = \frac{28 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 293} = 1{,}16\ kg/m^3$$

$$\eta_g = 0{,}0175 \cdot 10^{-3} \quad Pa \cdot s \ (fig.\ VI)$$

Coeficientul de difuziune D_g se ia acelaşi, ca şi pentru difuziunea în aer.

$$D_g = 10{,}3 \cdot 10^{-6}\left(\frac{293}{273}\right)^{1,5} = 11{,}45 \cdot 10^{-6}\ m^2/s \ (tabela\ XLII)$$

$$Pr'_g = \frac{\eta_g}{\rho_g \cdot D_g} = \frac{0{,}0175 \cdot 10^{-3}}{1{,}16 \cdot 11{,}45 \cdot 10^{-6}} = 1{,}32$$

Criteriul de difuziune Nusselt este:

$$Nu'_g = 0{,}407 \cdot 2\,210^{0,655} \cdot 1{,}32^{0,33} = 69$$

Dar

$$Nu'_g = \frac{k_g \cdot d_{ech}}{D_g}$$

Diametrul echivalent este:

$$d_{ech} = \frac{4 \cdot V_{lib}}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0{,}58}{42} = 0{,}055\ m$$

Coeficientul parţial de transfer de masă va fi egal cu:

$$k_g = \frac{Nu'_g \cdot D_g}{d_{ech}} = \frac{69 \cdot 11{,}45 \cdot 10^{-6}}{0{,}055} = 144 \cdot 10^{-6}\ m/s$$

Exemplul 6-13. Din ecuaţia criterială (6-44) să se deducă formula de calcul pentru determinarea înălţimii unităţii de transfer pentru faza gazoasă.

Rezolvare. Din ecuaţia (6-12):

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{b}{k_x}$$

în care K_y, k_y şi k_x sînt exprimate în kmol/m²·s, se obţine

$$\frac{G}{K_y \cdot A \cdot \sigma} = \frac{G}{k_y \cdot A \cdot \sigma} + \frac{b \cdot G}{L} \cdot \frac{L}{k_x \cdot A \cdot \sigma}$$

sau în conformitate cu ecuaţia (6-42), la $\psi = 1$:

$$h_{oy} = h_y + \frac{b \cdot G}{L} h_x$$

în care: G şi L sînt debitele molare ale gazului şi lichidului, kmol/s;

A — suprafaţa secţiunii transversale a absorberului, m²;

σ — suprafaţa specifică a umpluturii, m²/m³;

$h_y = \frac{G}{k_y \cdot A \cdot \sigma}$ — înălţimea unităţii de transfer pentru faza gazoasă, m;

$h_x = \frac{L}{k_x \cdot A \cdot \sigma}$ — înălţimea unităţii de transfer pentru faza lichidă, m.

În ecuaţia criterială (6-44):

$$Nu'_g = 0{,}407\ Re_g^{0,655}(Pr'_g)^{0,33}$$

în care: $Nu'_g = \frac{k_g \cdot d_{ech}}{D_g}$, coeficientul parţial de transfer de masă k_g este exprimat în $\frac{kmol}{m^2 \cdot s \cdot \frac{kmol}{m^3}}$ = m/s.

Corecţia între k_y şi k_g se găseşte din ecuaţia:

$$k_y \cdot \Delta y = k_g \cdot \Delta C_y$$

de unde:

$$k_y = k_g \cdot \frac{\Delta C_y}{\Delta y} = k_g \cdot \frac{\rho_g}{M_{am}} \text{(vezi tabela 6-2)}$$

Atunci:

$$h_y = \frac{G}{k_y \cdot A \cdot \sigma} = \frac{G \cdot M_{am}}{k_g \cdot \rho_g \cdot A \cdot \sigma} = \frac{w}{k_g \cdot \sigma}$$

şi

$$k_g = \frac{w}{h_y \cdot \sigma}$$

unde: $w = \frac{G \cdot M_{am}}{\rho_g \cdot A}$ este viteza fictivă a gazului, m/s.

Înlocuind expresia găsită pentru k_g în relaţia pentru criteriul de difuziune Nusselt, se obţine:

$$Nu'_g = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \eta_g \cdot \rho_g}{h_y \cdot \sigma \cdot D_g \cdot \eta_g \cdot \rho_g} = \frac{w \cdot \rho_g}{\sigma \cdot \eta_g} \cdot \frac{\eta_g}{D_g \cdot \rho_g} \cdot \frac{d_{ech}}{h_y}$$

$$Nu'_g = \frac{Re_g \cdot Pr'_g \cdot d_{ech}}{4 \cdot h_y}$$

şi din ecuaţia (6-44):

$$h_y = 0{,}615 \cdot d_{ech} \cdot Re_g^{0,345} \cdot (Pr'_g)^{0,67}$$

Exemplul 6-14. Într-un scruber cu umplutură din inele ceramice cu dimensiunile 50 × 50 × 5 mm are loc absorbția în apă a bioxidului de carbon dintr-un gaz la presiunea de 16 ata (1,57 MPa) și la temperatura de 22°C. Masa molară medie a gazului este 20,3 kg/kmol, viscozitatea dinamică a gazului în condițiile de lucru este $1{,}31\cdot10^{-5}$ Pa·s, coeficientul de difuziune al bioxidului de carbon în partea inertă a gazului este $1{,}7\cdot10^{-6}$ m²/s. Viteza fictivă medie a gazului în scruber este 0,041 m/s, intensitatea de stropire (viteza fictivă a lichidului) este 0,064 m³/m²·s. Să se determine înălțimea totală a unității de transfer h_{oy}, considerînd coeficientul de umectare a umpluturii, ψ, egal cu unitatea.

Rezolvare : Înălțimea totală a unității de transfer (vezi exemplul precedent) este :

$$h_{oy} = h_y + \frac{b\cdot G}{L}\cdot h_x$$

Se găsește h_y — înălțimea unității de transfer pentru faza gazoasă cu relația :

$$h_y = 0{,}615\cdot d_{ech}\cdot \mathrm{Re}_g^{0{,}345}\cdot(\mathrm{Pr}_g')^{0{,}67}$$

Caracteristicile umpluturii $V_{lib} = 0{,}785$ m³/m³ și $\sigma = 87{,}5$ m²/m³ se iau din tabela XVII. Atunci,

$$d_{ech} = \frac{4\cdot V_{lib}}{\sigma} = \frac{4\cdot 0{,}785}{87{,}5} = 0{,}0359 \text{ m}$$

$$\mathrm{Re}_g = \frac{4\cdot w\cdot\rho_g}{\sigma\cdot\eta_g} = \frac{4\cdot 0{,}041\cdot 13{,}4}{87{,}5\cdot 1{,}31\cdot 10^{-5}} = 1\,920$$

Aici

$$\rho_g = \frac{M_g\cdot P\cdot T_0}{22{,}4\cdot P_0\cdot T} = \frac{20{,}3\cdot 16\cdot 273}{22{,}4\cdot 295} = 13{,}4 \text{ kg/m}^3$$

$$\mathrm{Pr}_g' = \frac{\eta_g}{\rho_g\cdot D_g} = \frac{1{,}31\cdot 10^{-5}}{13{,}4\cdot 1{,}7\cdot 10^{-6}} = 0{,}575$$

Înălțimea unității de transfer pentru faza gazoasă :

$$h_y = 0{,}615\cdot 0{,}0359\cdot 1\,920^{0{,}345}\cdot 0{,}575^{0{,}67} = 0{,}205 \text{ m}$$

Se găsește h_x — înălțimea unității de transfer pentru faza lichidă cu formula :

$$h_x = 119\ \delta_{red}\cdot \mathrm{Re}_l^{0{,}25}\cdot(\mathrm{Pr}_l')^{0{,}5}$$

obținută din ecuația (6-45), în același mod în care în exemplul precedent s-a obținut expresia pentru h_y din ecuația (6-44).

Valorile constantelor fizico-chimice pentru apă la 22°C sînt :

$$\rho_l = 1\,000 \text{ kg/m}^3$$

$$\eta_l = 0{,}958\cdot 10^{-3} \text{ Pa·s (tab. VI)}$$

$$D_l = 1{,}87\cdot 10^{-9} \text{ m}^2\text{/s (tab. XLIII)}$$

Grosimea redusă a peliculei lichide :

$$\delta_{red} = \left(\frac{\eta_l^2}{\rho_l^2\cdot g}\right)^{1/3} = \left(\frac{0{,}958^2\cdot 10^{-6}}{10^6\cdot 9{,}81}\right)^{1/3} = 4{,}5\cdot 10^{-5} \text{ m}$$

În condițiile date, intensitatea de stropire este

$$\frac{L_m}{A\cdot\rho_l} = 0{,}064 \text{ m}^3\text{/m}^2\cdot\text{s}$$

Aici L_m — debitul masic al lichidului, kg/s.

Intensitatea masică de stropire este :

$$\frac{L_m}{A} = 0{,}064\cdot\rho_l = 64 \text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$$

Din ecuația (6-49) :

$$\mathrm{Re}_l = \frac{4L_m}{A\cdot\sigma\cdot\psi\cdot\eta_l} = \frac{4\cdot 64}{87{,}5\cdot 0{,}958\cdot 10^{-3}} = 3\,060$$

$$\mathrm{Pr}_l' = \frac{\eta_l}{\rho_l\cdot D_l} = \frac{0{,}958\cdot 10^{-3}}{1\,000\cdot 1{,}87\cdot 10^{-9}} = 512$$

Înălțimea unității de transfer pentru faza lichidă :

$$h_x = 119\cdot 4{,}55\cdot 10^{-5}\cdot 3\,060^{0{,}25}\cdot 512^{0{,}5} = 0{,}91 \text{ m}$$

Se găsește raportul debitelor molare ale gazului și lichidului G/L.

Din ecuația debitului pentru gaz $w = \frac{G\cdot M_g}{\rho_g\cdot A}$, obținem :

$$\frac{G}{A} = \frac{w\cdot\rho_g}{M_g} = \frac{0{,}041\cdot 13{,}4}{20{,}3} = 0{,}0271 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2\cdot\text{s}}$$

Pentru lichid :

$$\frac{L}{A} = \frac{L_m}{A\cdot M_l} = \frac{64}{18} = 3{,}56 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2\cdot\text{s}}$$

De unde :

$$\frac{G}{L} = \frac{0{,}0271}{3{,}56} = 0{,}00761$$

Coeficientul de repartiție b în ecuația (6-12) este :

$$b = \frac{E}{P} = \frac{1{,}144\cdot 10^6}{16\cdot 735} = 97{,}3 \text{ — vezi ecuația (6-3)}$$

unde coeficientul lui Henry $E = 1{,}144\cdot 10^6$ mm Hg (la 22°C) s-a obținut prin interpolarea datelor din tabela XLI.

Înălțimea totală a unității de transfer este :

$$h_{oy} = h_y + \frac{b \cdot G}{L} \cdot h_x = 0{,}205 + 97{,}3 \cdot 0{,}00761 \cdot 0{,}91 =$$

$$= 0{,}205 + 0{,}675 = 0{,}88 \text{ m}$$

Exemplul 6-15. Cu datele exemplului 6-8 să se determine numărul **unităților** de transfer în absorber ținînd seama de amestecarea inversă a **lichidului**.

Rezolvare. Numărul unităților de transfer pentru condițiile **funcționării** ideale, adică fără a se lua în considerare amestecarea inversă se **determină**

$$n_{oy} = \frac{Y_b - Y_v}{\Delta Y_{med}} = \frac{0{,}0639 - 0{,}00128}{0{,}0079} = 7{,}93$$

Numărul căutat al unităților de transfer luînd în considerare amestecarea inversă, n'_{oy} se găsește din ecuația :

$$\frac{1}{n'_{oy}} = \frac{1}{n_{oy}} - \frac{1}{n_{inv}}$$

în care corecția pentru amestecarea inversă n_{inv} este egală cu :

$$n_{inv} = \frac{B \ln B}{B-1} \varnothing + \text{Pe}'_{red}$$

în care :

$$B = \frac{L}{m \cdot G}$$

$$\varnothing \doteq 1 - \frac{0{,}05}{(\text{Pe}'_{red})^{0{,}25}} \cdot \left(\frac{B}{n'_{oy}}\right)^{0{,}5}$$

Valoarea criteriului Pe′ redus se calculează cu ecuația :

$$\frac{1}{\text{Pé}_{red}} = \frac{1}{B \cdot f_g \cdot \text{Pé}_{mg}} + \frac{1}{f_l \cdot \text{Pé}_{ml}}$$

unde

$$f_b = \frac{n'_{oy} + 6{,}8 \cdot B^{0{,}5}}{n'_{oy} + 6{,}8 \cdot B^{1{,}5}}; \quad f_l = \frac{n'_{oy} + 6{,}8 \cdot B^{0{,}5}}{n'_{oy} + 6{,}8 \cdot B^{-0{,}5}};$$

$\text{Pé}_{mb} = \frac{w_g \cdot H}{E_g}$ și $\text{Pé}_{ml} = \frac{w_l \cdot H}{E_l}$ sînt criteriile Péclet

modificate pentru gaz și lichid ;

w_b și w_l — vitezele curenților de gaz și lichid, m/s ;
E_g și E_l — coeficienții corespunzători pentru amestecare inversă, m²/s ;
H — lungimea de lucru a aparatului — înălțimea stratului de umplutură, m.

* Migauchi T., Vermeulen T., Ind. Eng. Cehm. Fund. 1963, v. 2, No. 2, p. 113.

Cu datele exemplului 6-8 se obține :

$$\frac{L'}{G'} = \frac{Y_b - Y_v}{X_b - X_v} = \frac{0{,}0639 - 0{,}00128}{0{,}0234 - 0} = 2{,}67$$

$$b = \frac{dY^*}{dX} = 1{,}68$$

$$B = \frac{L'}{mG'} = \frac{2{,}67}{1{,}68} = 1{,}59$$

Se consideră în prealabil $n'_{oy} = 9$. Atunci,

$$f_g = \frac{9 + 6{,}8 \cdot 1{,}59^{0{,}5}}{9 + 6{,}8 \cdot 1{,}59^{-1{,}5}} = 0{,}78$$

$$f_l = \frac{9 + 6{,}8 \cdot 1{,}59^{0{,}5}}{9 + 6{,}8 \cdot 1{,}59^{-0{,}5}} = 1{,}22$$

Pentru determinarea vitezelor gazului și lichidului, w_g și w_l, este necesar să se găsească părțile secțiunii transversale a absorberului, ocupate de fiecare curent în parte. Partea din volumul umpluturii, δ, ocupată de lichid se calculează cu ecuația [6-2] :

$$\delta = 4{,}83 \cdot 10^{-4} \frac{\sigma \Gamma^{0{,}435}}{d_{ech}^{0{,}24}}$$

în care :

$$\Gamma = \frac{L_c}{A \cdot \sigma} = \frac{3\,000}{3\,600 \cdot 0{,}358 \cdot 204} = 0{,}0114 \frac{\text{kg}}{\text{s} \cdot \text{m}}$$

$$d_{ech} = \frac{4 \cdot V_{lib}}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0{,}74}{204} = 0{,}0145 \text{ m}$$

Înlocuind aceste valori, se obține :

$$\delta = \frac{4{,}83 \cdot 10^{-4} \cdot 204 \cdot 0{,}0114^{0{,}435}}{0{,}0145^{0{,}24}} = 0{,}039$$

Viteza de curgere a lichidului în stratul de umplutură este :

$$w_l = \frac{L_c}{\rho_l \cdot A \cdot \delta} = \frac{3\,000}{3\,600 \cdot 1\,000 \cdot 0{,}358 \cdot 0{,}039} = 0{,}06 \text{ m/s}$$

Viteza gazului este :

$$w_g = \frac{G_c}{\rho_g \cdot A(V_{lib} - \delta)} = \frac{1\,810}{3\,600 \cdot 1{,}2 \cdot 0{,}358(0{,}74 - 0{,}039)} = 1{,}67 \text{ m/s}$$

Valorile coeficienților de amestecare inversă a lichidului E_l și E_g se obțin pe cale experimentală — vezi exemplul 1-37. Pentru determinarea orientativă a acestor valori pentru cazul absorberului cu umplutură se folosesc ecuațiile criteriale* .

* Sater V. E., Levenspiel O., Ind. Eng. Chem. Fund. 1966, v. 5, No. 1, p. 86.

Pentru faza lichidă :

$$\frac{w_l \cdot d_n}{E_l} = 7{,}58 \cdot 10^{-3} \cdot Re_l^{0{,}703}$$

Pentru faza gazoasă :

$$\frac{w_g \cdot d_n}{E_g} = 2{,}4 \cdot Re_g^{-0{,}2} \cdot 10^{-0{,}002} \cdot Re_l$$

În aceste relații :

$$Re_l = \frac{d_n \cdot L_c}{A \cdot \eta_l}$$

$$Re_g = \frac{d_n \cdot G_c}{A \cdot \eta_g}$$

unde d_n este diametrul nominal al elementelor umpluturii, m.
În cazul nostru :

$$Re_l = \frac{0{,}025 \cdot 3\,000}{3\,600 \cdot 0{,}358 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 58$$

$$Re_g = \frac{0{,}025 \cdot 1\,810}{3\,600 \cdot 0{,}358 \cdot 0{,}0182 \cdot 10^{-3}} = 1\,930$$

Pentru faza lichidă :

$$\frac{w_l \cdot d_n}{E_l} = 7{,}58 \cdot 10^{-3} \cdot 58^{0{,}703} = 130 \cdot 10^{-3}$$

Coeficientul amestecării inverse în faza lichidă este :

$$E_l = \frac{w_l \cdot d_n}{0{,}13} = \frac{0{,}06 \cdot 0{,}025}{0{,}13} = 0{,}0116 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$Pé_{m.l} = \frac{w_l \cdot H}{E_l} = \frac{0{,}06 \cdot 16{,}8}{0{,}0116} = 87$$

Pentru faza gazoasă :

$$\frac{w_g \cdot d_n}{E_g} = \frac{2{,}4}{Re_g^{0{,}2} \cdot 10^{0{,}002 Re_l}} = \frac{2{,}4}{1\,930^{0{,}2} \cdot 10^{0{,}002 \cdot 58}} = 0{,}403$$

Coeficientul amestecării inverse în faza gazoasă este :

$$E_g = \frac{w_g \cdot d_n}{0{,}403} = \frac{1{,}67 \cdot 0{,}025}{0{,}403} = 0{,}104 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$Pè_{m.g} = \frac{w_g \cdot H}{E_g} = \frac{1{,}67 \cdot 16{,}8}{0{,}104} = 270$$

Criteriul Péclet redus va avea valoarea :

$$Pé_{red} = \left(\frac{1}{B \cdot f_g \cdot Pé_g} + \frac{1}{f_l \cdot Pé_{ml}}\right)^{-1} = \left(\frac{1}{1{,}59 \cdot 0{,}78 \cdot 270} + \frac{1}{1{,}22 \cdot 87}\right)^{-1}$$

$$Pé_{red} = 80{,}5$$

$$\varnothing = 1 - \frac{0{,}05}{(Pé_{red})^{0{,}25}} \cdot \left(\frac{B}{n'_{oy}}\right)^{0{,}5} = 1 - \frac{0{,}05}{80{,}5^{0{,}25}} \cdot \left(\frac{1{,}59}{9}\right)^{0{,}5} = 1 - 0{,}007 = 0{,}993$$

Corecția pentru amestecarea inversă este :

$$n_{inv} = \frac{B \cdot 2{,}3 \lg B}{B - 1} \cdot \varnothing + Pè_{red} = \frac{1{,}59 \cdot 2{,}3 \lg 1{,}59}{0{,}59} \cdot 0{,}993 + 80{,}5$$

$$n_{inv} = 81{,}7$$

Numărul unităților de transfer, ținînd cont de amestecarea inversă este :

$$n'_{oy} = \left(\frac{1}{n_{oy}} - \frac{1}{n_{inv}}\right)^{-1} = \left(\frac{1}{7{,}93} - \frac{1}{81{,}7}\right)^{-1} = 8{,}8$$

valoarea apropiată de valoarea $n'_{oy} = 9$, luată la începutul calculului.

6.3. PROBLEME

6-1. Se amestecă două volume egale de benzen și nitrobenzen. Considerînd că volumul amestecului lichid este egal cu suma volumelor componentelor să se determine densitatea amestecului, concentrația de masă relativă $\overline{X}$ a nitrobenzenului, precum și concentrația sa molară volumică C_x.

6-2. Un amestec lichid este compus din : 20% cloroform, 40% acetonă și 40% sulfură de carbon (concentrațiile sînt exprimate în procente molare). Să se determine densitatea amestecului, considerînd că la amestecare nu are loc modificarea volumului.

6-3. Aerul este saturat cu vapori de alcool etilic. Presiunea totală a amestecului aer-vapori este 600 mm Hg, iar temperatura 60°C. Considerînd ambele componente ale amestecului drept gaze ideale, să se determine concentrația de masă relativă $\overline{Y}$ a alcoolului etilic în amestec și densitatea amestecului.

6-4. Un gaz are compoziția : 26% hidrogen, 60% metan, 14% etilenă (procente molare). Presiunea gazului este 30 ata, iar temperatura 20°C. Considerînd componentele amestecului gaze ideale, să se determine concentrațiile masice volumice $\overline{C}_y$ (în kg/m³).

6-5. Să se arate că în formula

$$y = \frac{C_y M}{\rho + C_y(M_B - M_A)} \text{ (vezi tab. 6-2)}$$

la orice valori ale lui M_A și M_B, y nu poate fi negativ.

6-6. În condițiile exemplului 6-3 (a) să se determine forța motoare a procesului de transfer de masă în momentul inițial, pentru faza gazoasă și faza lichidă. Forța motoare să exprime în concentrații volumice, molare și de masă.

6-7. Vaporii unui amestec binar cloroform-benzen, care conține 50% cloroform și 50% benzen, vin în contact cu un lichid conținînd 44% cloroform și 56% benzen (procente molare). Presiunea este cea atmosferică. Să se determine : a) sensul transferului de masă pentru cloroform și benzen ; b) forța motoare a procesului de transfer de masă pentru fazele de vapori și lichidă la intrarea valorilor în lichid (în fracții molare). Date despre compozițiile de echilibru se găsesc în tabela XLVII.

6-8. Un amestec de aer cu vapori de tetraclorură de carbon, comprimat la 10 ata, se răcește într-un răcitor tubular cu apă. La 40°C începe condensarea tetraclorurii de carbon. Să se determine : a) concentrația tetraclorurii de carbon în amestecul inițial (în procente masă) și b) gradul de separare din amestecul gazos după răcirea acestuia pînă la 27°C. Presiunea vaporilor saturanți de tetraclorură de carbon este dată în fig. XIV sau XXIV.

6-9. Un amestec gazos, conținînd 0,8% (volume) octan se comprimă la 5 at și apoi se răcește la 25°C. Să se determine gradul îndepărtării octanului. Cum se modifică gradul de îndepărtare a octanului dacă gazul comprimat se răcește cu solă pînă la 0°C ? (Presiunea vaporilor saturanți de octan se ia din monograma din fig XIV — punctul 31).

6-10. Să se calculeze coeficientul de difuziune moleculară la presiunea atmosferică: a) a vaporilor de benzen în vapori de toluen, la temperatura de 100°C; b) a vaporilor de alcool etilic în vapori de apă la temperatura de 92°C.

6-11. Să se determine coeficientul de transfer de masă într-un absorber stropit cu apă, în care $k_y = 2{,}76 \cdot 10^{-3}$ kmol/(m²·h·kPa), iar $k_x = 1{,}17 \cdot 10^{-4}$ m/s. Presiunea în aparat 1,07 ata. Ecuația liniei de echilibru, în fracții molare: $y^* = 1{,}02\ x$.

6-12. Să se determine forța motoare medie şi numărul unităților de transfer n_{oy} pentru absorbția în ulei a vaporilor de benzen dintr-un gaz. Concentrația inițială a benzenului în gaze este 4% (vol); se separă 80% din benzen. Concentrația benzenului în uleiul care se scurge din scruber este 0,02 kmol benzen 1 kmol ulei pur. Uleiul care intră în scruber nu conține benzen. Ecuația liniei de echilibru, în concentrații molare relative, este: $Y^* = 0.126\ X$. Forța motoare se va exprima în unități corespunzătoare concentrației Y (kmol benzen/kmol gaz inert).

6-13. Într-un scruber se absoarbe cu apă bioxidul de sulf dintr-un gaz inert (azot) la presiune atmosferică (760 mm Hg). Conținutul inițial de bioxid de sulf în gaz este 5% vol. Temperatura apei este 20°C, iar debitul de apă este cu 20% mai mare decît debitul minim teoretic. Din gaz se îndepărtează 90% SO_2. Să se determine: 1) debitul de apă pentru absorbția a 1 000 kg/h bioxid de sulf; 2) forța motoare medie a procesului; 3) numărul total de unități de transfer n_{oy}. Linia de echilibru se poate considera dreaptă, avînd următoarele coordonate pentru două din punctele ei: 1) presiunea parțială a SO_2 în faza gazoasă $p = 39$ mm Hg, $\overline{X} = 0{,}007$ kg SO_2/kg apă; 2) $p = 26$ mm Hg, $\overline{X} = 0{,}005$ kg SO_2/kg apă.

6-14. Într-un scruber cu umplutură se absorb în apă vapori de alcool metilic dintr-un gaz, la presiune atmosferică și temperatura medie de 27°C. Conținutul de alcool metilic în gazul care intră în scruber este 100 g la 1 m³ gaz inert (considerînd volumul gazului în condițiile de lucru). La ieșirea din scruber apare concentrația de 67% din cea maximă posibilă, adică din concentrația în echilibru cu gazul care iese. Ecuația curbei de solubilitate a alcoolului metilic în apă, în concentrații molare relative, este $Y^* = 1{,}15\ X$. Se absoarbe în apă 98% din cantitatea inițială de alcool. Coeficientul de transfer de masă:

$$K_x = 0{,}5 \frac{\text{kmol alcool}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \dfrac{\text{kmol alcool}}{\text{kmol apă}}}$$

Debitul gazului inert este 1 200 m³/h (în condiții de lucru). Absorberul este umplut cu umplutură din inele ceramice avînd suprafața specifică 190 m²/m³. Coeficientul de umezire a umpluturii $\psi = 0{,}87$. Viteza fictivă a gazului în absorber $w = 0{,}4$ m/s. Să se determine debitul apei şi înălțimea necesară a stratului de umplutură.

6-15. Într-un scruber cu diametrul 0,5 m, trec 550 m³/h (la 760 mm Hg şi 20°C) aer, care conține 2,8% vol. amoniac, care se absoarbe în apă la presiunea atmosferică. Gradul de separare a amoniacului este 0,95. Debitul apei este cu 40% mai mare decît debitul teoretic minim. Să se determine: 1) debitul apei; 2) numărul total al unităților de transfer n_{oy}; 3) înălțimea stratului de umplutură din inele ceramice cu dimensiunile 50 × 50 × 5 mm. Coeficientul total de transfer de masă este

$$K_y = 0{,}001 \frac{\text{kmol amoniac}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \dfrac{\text{kmol amoniac}}{\text{kmol aer}}}$$

Datele despre concentrațiile de echilibru ale lichidului şi gazului se iau din exemplul 6-10. Coeficientul de umezire a umpluturii este $\psi = 0{,}9$.

6-16. Să se deducă formula pentru determinarea înălțimii unității de transfer în absorberul cu umplutură pentru faza lichidă h_x din ecuația criterială (6.45).

6-17. Aerul amestecat cu amoniac este trecut printr-un scruber stropit cu apă, umplut cu umplutură din inele cu suprafața specifică 89,5 m²/m³, şi volumul liber 0,79 m³/m³. Temperatura de absorbție este 28°C, iar presiunea este 1 ata. Conținutul mediu de amoniac în amestecul gazos este 5,8% vol. Viteza de masă a gazului, raportată la secțiunea totală a scruberului este 1,1 kg/m²·s. Să se determine coeficientul parțial de transfer de masă pentru pelicula de gaz, considerind că scruberul lucrează în regim pelicular.

6-18. Să se calculeze coeficientul de transfer de masă pentru faza lichidă într-un absorber cu umplutură, în care are loc absorbția bioxidului de carbon la temperatura de 20°C. Intensitatea de stropire este 60 m³/m²·h. Umplutura constă din inele ceramice cu dimensiunile 35 × 35 × 4 mm. Coeficientul de umezire a umpluturii $\psi = 0{,}86$.

6-19. Să se calculeze coeficientul parțial de transfer de masă pentru gaz la absorbția vaporilor de benzen din gazele de cocserie în condițiile următoare: umplutura este formată din grătare confecționate din şipci de lemn de 12,5 × 100 mm cu distanța dintre şipci $b = 25$ mm (pentru această umplutură $d_{ech} = 2b = 0{,}05$ m), viteza gazului, raportată la secțiunea totală a scruberului, este 0,95 m/s; densitatea gazului 0,5 kg/m³; viscozitatea gazului este 0,013 mPa·s; coeficientul de difuziune a benzenului în gaz este $16 \cdot 10^{-6}$ m²/s. Se consideră regim pelicular.

6-20. Să se determine diametrul şi înălțimea unui absorber cu talere pentru absorbție în apă a amoniacului dintr-un amestec apă-amoniac la presiunea atmosferică şi temperatura 20°C. Conținutul inițial de amoniac în amestecul gazos este 7% vol. Gradul de separare 90%. Debitul de gaz inert (aer) este 10 000 m³/h (în condițiile de lucru). Linia de echilibru se consideră dreaptă, ecuația ei, în concentrații de masă relative este: $\overline{Y} = 0{,}61\ \overline{X}$. Viteza fictivă a gazului în absorber este 0,8 m/s. Distanța dintre talere este 0,6 m. Eficacitatea medie a talerelor este 0,62. Coeficientul de exces al absorberului $\varphi = 1{,}3$.

6-21. În condițiile problemei precedente să se determine: 1) înălțimea absorberului cu umplutură din inele ceramice de 50 × 50 × 5 mm, luînd h_{ec} — înălțimea stratului de umplutură echivalent talerului teoretic (IETT) — egal cu 0,85 m; 2) coeficientul de transfer de masă în acest absorber cu umplutură K_y kg amoniac/m²·s $\dfrac{\text{kg amoniac}}{\text{kg aer}}$, considerînd coeficientul de umezire a umpluturii $\psi = 0{,}9$.

6-22. Cu datele problemelor 6-20 şi 6-21 să se determine înălțimea stratului de umplutură prin numărul total al unităților de transfer n_{oy} şi înălțimea unității de transfer (IUT) h_{oy}.

6-23. Un absorber pentru îndepărtarea vaporilor de benzen dintr-un amestec gazos se stropeşte cu un ulei avînd masa molară 260 kg/kmol. Presiunea medie în absorber este 800 mm Hg, temperatura 40°C. Debitul amestecului gazos este 3 600 m³/h (în condițiile de lucru). Concentrația benzenului în amestecul gazos la intrarea în absorber este 2% vol; se absoarbe 95% benzen. Conținutul de benzen în uleiul absorbant, care intră în absorber, după regenerare este 0,2% (mol). Debitul de ulei absorbant este de 1,5 ori mai mare decît cel minim teoretic. Pentru calculul compozițiilor de echilibru se consideră că solubilitatea benzenului în ulei se determină cu legea lui Raoult. La concentrații ale benzenului în lichid pînă la valoarea $X = 0{,}1$ kmol benzen/kmol ulei, dependența de echilibru $Y^* = f(x)$ poate fi considerată liniară.

Să se determine: 1) debitul uleiului absorbant, în kg/h; 2) concentrația benzenului în uleiul absorbant care iese din absorber; 3) diametrul şi înălțimea absorberului cu umplutură la viteza fictivă a gazului de 0,5 m/s şi înălțimea unității de transfer (IUT)h_{oy} egală cu 0,9 m; 4) înălțimea absorberului cu talere la o eficacitate medie a talerelor 0,67 şi distanța dintre talere 0,4 m.

6-24. Într-un absorber cu umplutură cu diametrul 1 m, bioxidul de sulf din aer se absoarbe în apă. Conținutul inițial de SO_2 în amestecul de gaze este 7% vol. Gradul de separare 0,9. La ieşirea din absorber apa conține 0,0072 kg SO_2/kg apă. Coeficientul de transfer de masă în absorber este

$$K_y = 0{,}005 \frac{\text{kg } SO_2}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \dfrac{\text{kg } SO_2}{\text{kg aer}}}$$

Umplutura constă din inele ceramice cu dimensiunile 50 × 50 × 5 mm. Coeficientul de umezire a umpluturii este $\psi = 1$. Înălţimea unităţii de transfer $h_{oy} = 1,17$ m. Să se determine debitul apei în absorber.

6-25. Într-un absorber la presiunea atmosferică şi temperatura 20°C se absoarbe dintr-un amestec gazos 300 kg/h vapori de benzen. Conţinutul iniţial de vapori de benzen în amestecul gazos este 4% vol. Gradul de îndepărtare a benzenului este 0,85. Absorbantul lichid, care intră în absorber după regenerare, conţine 0,0015 kmol benzen/kmol absorbant. Viteza fictivă a gazului în absorber 0,9 m/s. Ecuaţia liniei de echilibru este $Y^* = 0,2\ X$, unde Y^* şi X sînt exprimate corespunzător în kmol benzen/kmol gaz inert şi kmol benzen/kmol absorbant. Coeficientul de exces al absorbantului $\varphi = 1,4$. Să se determine diametrul absorberului şi concentraţia benzenului în absorbantul care iese din absorber.

7. DISTILAREA ŞI RECTIFICAREA

7.1. VARIABILE FUNDAMENTALE ŞI RELAŢII DE CALCUL

În cadrul acestui capitol se prezintă principalele variabile şi relaţii de calcul, aplicate în procesele de separare prin distilare şi rectificare a amestecurilor binare. Conform legii fazelor, sistemele alcătuite din două faze şi două componente au două grade de libertate.

1. Ecuaţia distilării simple este :

$$\ln \frac{m_F}{m_W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} \qquad (7\text{-}1)$$

în care : m_F este cantitatea iniţială de amestec lichid supus distilării ;
m_W — cantitatea de reziduu lichid din blază, după distilare ;
y^* şi x — concentraţii de echilibru ale componentului mai volatil în cele două faze, vapori şi lichid ;
x_F — conţinutul în componentul mai volatil al amestecului iniţial ;
x_W — conţinutul în componentul mai volatil al reziduului lichid după distilare.

Compoziţia medie a distilatului obţinut se calculează cu relaţia :

$$x_D = \frac{m_F x_F - m_W x_W}{m_F - m_W} \qquad (7\text{-}2)$$

Calculul cu ecuaţiile (7-1) şi (7-2) se efectuează în cantităţi şi concentraţii molare sau în cantităţi şi concentraţii de masă.

2. Consumul de abur (sau de gaz inert) în cazul procesului de antrenare se calculează cu relaţia :

$$m_{vap} = m_l \frac{M_{vap} \cdot P_{vap}}{M_l \cdot P_l \cdot \varphi} = m_l \frac{M_{vap}(P - P_l)}{M_l \cdot P_l \cdot \varphi} \qquad (7\text{-}3)$$

în care : m_{vap} este cantitatea de vapori de apă (gaz inert) care se evacuează cu lichidul distilat, kg ;
m_l — cantitatea de lichid distilat, kg ;
M_{vap} şi M_l — masele molare ale apei şi lichidului distilat, kg/kmol ;
P_{vap} — presiunea vaporilor de apă (vapori saturanţi) la temperatura de distilare, N/m² ;
P_l — presiunea vaporilor saturanţi ai lichidului supus distilării, N/m² ;

P — presiunea totală a amestecului de vapori, N/m^2;
$P = P_{vap} + P_l$

φ — coeficient, care ţine seama de gradul de saturare al vaporilor de apă cu vaporii substanţei antrenate (în calculele orientative se consideră $\varphi = 0{,}7$—$0{,}8$.)

3. În cazul rectificării continui, bilanţul de materiale este redat prin ecuaţiile* (fig. 7-1):

$$m_F = m_D + m_W \quad (7\text{-}4)$$

$$m_F x_F = m_D x_D + m_W x_W \quad (7\text{-}5)$$

în care: m_F, m_D, m_W sînt debite de masă sau molare ale materiei prime, distilatului şi reziduului din blază kg/s sau kmol/s;

x_F, x_D, x_W — conţinutul de component uşor volatil, în materia primă, în distilat şi în reziduul din blază, exprimat în fracţii molare sau de masă.

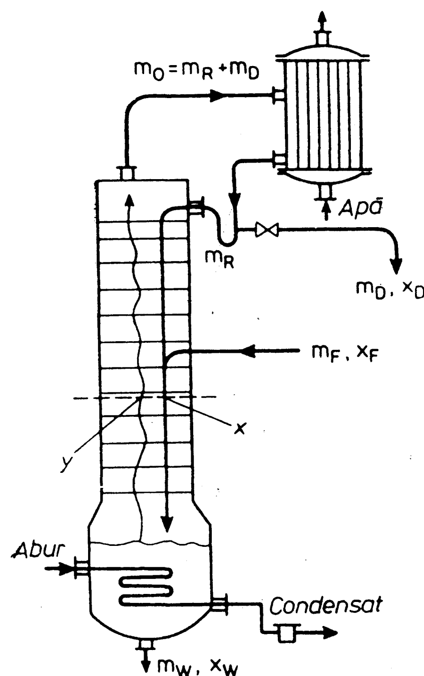


Fig. 7-1. Schema coloanei de rectificare.

4. Ecuaţiile liniilor de operare (de lucru):

a) pentru partea superioară (de concentrare) a coloanei de rectificare:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} \quad (7\text{-}6)$$

b) pentru partea inferioară (de epuizare) a coloanei de rectificare:

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}x_W \quad (7\text{-}7)$$

În coloanele de rectificare, spre deosebire de cele de absorbţie, pe baza unor consideraţii teoretice se presupune că fluxul molar de vapori şi de lichid este constant pe lungimea coloanei şi de aceea în ecuaţiile (7-6) şi (7-7) cantităţile şi concentraţiile se exprimă în unităţi molare.

În partea superioară (de concentrare) a coloanei, deasupra talerului de alimentare cu amestec iniţial, fluxul de lichid este m_R, iar în partea inferioară (de epuizare) acesta este egal cu $(m_R + m_F)$ — vezi figura 7-1. Fluxul molar de vapori, m_V, constant pe lungimea coloanei este acelaşi atît în partea superioară cît şi în partea inferioară a coloanei de rectificare cu funcţionare continuă.

* Aceste ecuaţii (7-4 şi 7-5) se aplică în cazul coloanelor de rectificare încălzite cu abur indirect (prin serpentină). La rectificarea amestecurilor apoase în coloane de rectificare încălzite cu abur direct, ecuaţiile bilanţului de materiale şi a liniei de lucru pentru partea inferioară a coloanei de rectificare se modifică (vezi ex. 7-16).

În ecuaţiile (7-6) şi (7-7): y şi x — compoziţii variabile pe lungimea coloanei ale vaporilor şi lichidului, într-o secţiunea dată a coloanei (fluxuri în contracurent între două talere teoretice, nu compoziţii în echilibru) sînt exprimate în fracţii molare ale componentului mai volatil.

În cazul coloanelor cu talere: y — fracţia molară a componentului uşor volatil în vaporii care urcă de jos pe talerul considerat; x — fracţia molară a componentului mai volatil în lichidul care se scurge de pe talerul considerat; $R = \frac{m_R}{m_D}$ — raportul de reflux (cantitatea de lichid returnat în coloană pentru un kmol de distilat scos ca produs); $F = \frac{m_F}{m_D} = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W}$ — consumul molar specific de materie primă (pentru un kmol de distilat scos ca produs).

Utilizînd aceste consumuri molare specifice, ecuaţiile bilanţului de materiale ale coloanei de rectificare (7—4) şi (7-5) devin:

$$F = 1 + W \quad (7\text{-}8)$$

$$Fx = x_D + W \cdot x_W \quad (7\text{-}9)$$

în care:

$W = \frac{m_W}{m_D} = \frac{x_D - x_F}{x_F - x_W}$ — cantitatea de reziduu rezultată pentru un kmol de distilat scos ca produs;

x_F, x_D, x_W — fracţii molare ale componentului mai volatil în lichidul de alimentare, în distilat şi în reziduu.

5. Refluxul minim, R_{min}, într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă, cînd curba de echilibru nu prezintă puncte de inflexiune (azeotropi) se calculează cu ecuaţia:

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} \quad (7\text{-}10)$$

în care: x_D este fracţia molară a componentului mai volatil în distilat;

x_F — aceeaşi semnificaţie, pentru lichidul de alimentare al coloanei;

y_F^* — aceeaşi semnificaţie pentru vaporii în echilibru cu lichidul de alimentare.

Raportul real de reflux este:

$$R = \beta \cdot R_{min} \quad (7\text{-}11)$$

unde $\beta > 1$ — coeficient de exces al refluxului.

La calculul coloanelor de rectificare, raportul real de reflux se determină cu formula:

$$R = 1{,}3\,R_{min} + 0{,}3 \quad (7\text{-}12)$$

În literatura de specialitate [6-1, 7-5] se arată calculul raportului de reflux optim din punct de vedere economic.

Dacă pe curbele de echilibru apar puncte de inflexiune (azeotropi) valoarea refluxului minim se determină pe cale grafică — vezi exemplul 7-16.

6. Consumul de căldură în blaza coloanei de rectificare cu acţiune continuă se determină din bilanţul termic al coloanei cu deflegmator şi condensator (fig. 7-1) :

$$Q_{blaza} + m_F i_F = Q_{defl.} + m_D i_D + m_W i_W + Q_p \qquad (7\text{-}13)$$

în care : Q_{blaza} este cantitatea de căldură primită în blaza coloanei de către lichidul care fierbe, de la aburul de încălzire care condensează, în W.

$Q_{defl.}$ — cantitatea de căldură preluată de apa de răcire de la vaporii care condensează în deflegmator, în W ;

Q_p — pierderile de căldură în mediul înconjurător, în W ;

m_F, m_D, m_W — debite de masă ale lichidului de alimentare, distilatului şi reziduului din blază, kg/s ;

i_F, i_D, i_W — entalpiile respective, j/kg.

Din ecuaţia 7-13 se obţine consumul de căldură în blaza coloanei :

$$Q_{blaza} = Q_{defl.} + m_D c_D t_D + m_W c_W t_W - m_F c_F t_F + Q_p \qquad (7\text{-}14)$$

în care : c_D, c_W, c_E sînt călduri specifice, j/kg·grd ;

t_D, t_W, t_F — temperaturile corespunzătoare, °C ;

Cantitatea de căldură cedată apei de răcire în deflegmator :

$$Q_{cond} = m_D (1 + R) \cdot r_D \qquad (7\text{-}15)$$

în care : R este raportul de reflux ;

r_D — căldura de condensare a vaporilor în deflegmator, j/kg.

7. Diametrul coloanei de rectificare se calculează cu ecuaţia,

$$D = \sqrt{\frac{V}{0{,}785\, w}} \qquad (7\text{-}16)$$

în care : V este debitul volumic al vaporilor în coloană, m³/s;

w — viteza vaporilor raportată la întreaga secţiune a coloanei, m/s.

Viteza maximă a vaporilor în coloană se poate calcula cu relaţia :

$$w = C\sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \qquad (7\text{-}17)$$

în care : C este coeficient, care depinde de construcţia talerului, distanţa între talere, presiunea de lucru în coloană, încărcarea coloanei cu lichid ;

ρ_l, ρ_v — densitatea lichidului şi vaporilor, kg/m³.

Cînd $\rho_l \gg \rho_v$

$$w = C\sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v}} \qquad (7\text{-}17, a)$$

În figura 7-2 după datele din lucrarea [7-2] se prezintă valorile coeficientului C în funcţie de distanţa între talere h, pentru coloane de rectificare ce lucrează la presiunea atmosferică şi valori medii ale încărcării cu lichid.

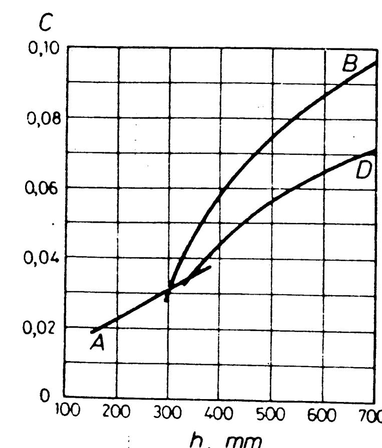


Fig. 7-2. Valorile coeficientului C : A, B — talere cu clopote circulare ; D — talere cu sită.

După ce s-a calculat diametrul coloanei cu relaţia (7-16) se alege diametrul normalizat corespunzător.

8. Înălţimea coloanei de rectificare cu talere (distanţa H_t între talerul superior şi inferior) se calculează cu relaţia :

$$H_t = (n - 1)h \qquad (7\text{-}18)$$

unde : n este numărul de talere în coloană;

h — distanţa între talere.

Determinarea numărului de talere necesare n se face pe cale grafică pe baza dependenţelor cinetice — ecuaţiile transferului de masă şi calculul coeficienţilor de transfer de masă în faza lichidă şi de vapori, pe talere [7-2, 7-5] (sau numărul unităţilor de transfer).

Pentru calcule aproximative se utilizează metoda — mai puţin fundamentată din punct de vedere teoretic — de determinare a numărului de talere cu ajutorul aşa numitei „eficacităţi medii“ a talerelor (respectiv a coloanei), ε,

$$n = \frac{n_t}{\varepsilon} \qquad (7\text{-}19)$$

în care : n_t este numărul de talere teoretice, respectiv trepte de variaţie a concentraţiei, trasate grafic între curba de echilibru şi liniile de operare, în diagrama $x-y$ — vezi figura 7—3.

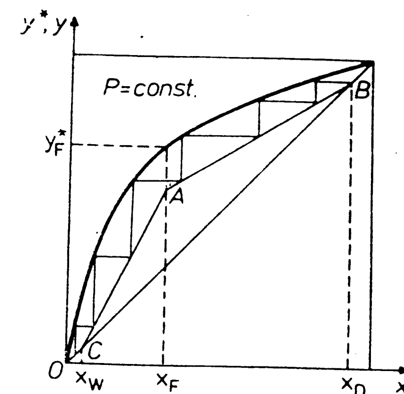


Fig 7-3. Determinarea grafică a numărului de trepte de variaţie a concentraţiei (talere teoretice) în coloana de rectificare : AB — linia de lucru a părţii superioare a coloanei ; AC — linia de lucru a părţii inferioare a coloanei.

Valoarea eficacităţii medii a talerelor ε, care se introduc pentru a defini condiţiile reale de transfer pe talere, depinde de mulţi factori (construcţia şi dimensiunile talerelor, condiţiile hidrodinamice de lucru, proprietăţile fizico-chimice al lichidului şi vaporilor).

Valoarea ε se determină din date experimentale şi în majoritatea cazurilor variază în limitele 0,3—0,8.

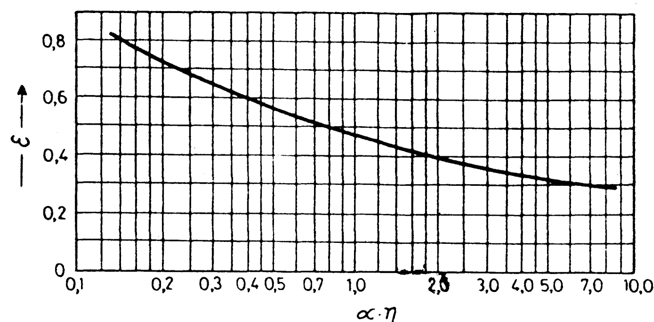


Fig. 7-4. Diagrama pentru determinarea aproximativă a eficacităţii medii a talerelor.

În cazul talerelor în curent încrucişat al lichidului şi vaporilor, valoarea medie a eficacităţii ε creşte, datorită creşterii lungimii drumului parcurs de lichid pe talere, respectiv a timpului de staţionare a lichidului pe talere ceea ce îmbunătăţeşte transferul de masă.

În figura 7-4 sînt prezentate valori ale mărimii medii, ε obţinute din date experimentale pentru coloane de rectificare industriale dar de diametru redus. În acest grafic pe abscisă se înscrie valoarea produsului dintre coeficientul volatilităţii relative α a componentelor care se separă (vezi ecuaţia (6-9)) şi coeficientul vîscozităţii dinamice a lichidului de alimentare η, (în N·s/m²) la temperatura medie din coloană.

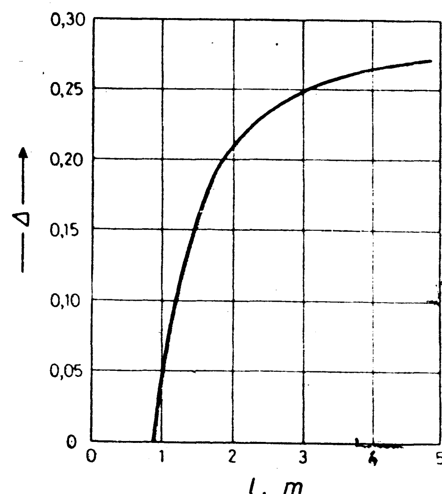


Fig. 7-5. Dependenţa corecţiei Δ, de lungimea drumului parcurs de lichid pe taler, l.

Pentru determinarea eficacităţii medii în cazul coloanelor cu diametru mai mare (cu lungimea drumului parcurs de lichid $l > 0,9$ m) se recomandă introducerea unei corecţii Δ, la valoarea determinată după grafic din figura 7-4:

$$\varepsilon_1 = \varepsilon(l + \Delta) \qquad (7\text{-}20)$$

Valoarea corecţiei Δ pentru amestecuri cu $\alpha \cdot \eta = 0,1-1,0$ sînt date în figura 7-5.

9. Coeficientul de îmbogăţire ε_0, sau eficienţa individuală a talerului se exprmiă prin raportul:

$$\varepsilon_0 = \frac{y_2 - y_1}{y_1^* - y_1} \qquad (7\text{-}21)$$

în care: y_1 este fracţia molară a componentului mai volatil în vaporii care intră pe taler;
y_2 — aceeaşi mărime pentru vaporii ce părăsesc talerul;
y_1^* — aceeaşi mărime pentru vaporii în echilibru cu lichidul care se scurge de pe acest taler.

Dacă lichidul pe taler este bine amestecat, atunci y_1^* este fracţia molară a componentului uşor volatil în vapori, în echilibru cu lichidul aflat pe talerul respectiv.

10. Determinarea diametrului şi înălţimii coloanelor de rectificare cu umplutură se face în acelaşi mod ca şi în cazul coloanelor de absorbţie cu umplutură — vezi cap. 6.

Diametrul coloanelor cu umplutură se calculează cu relaţia (6-34). Viteza fictivă a vaporilor la punctul de înecare, w_{in}, cînd $\rho_l \gg \rho_v$ se determină cu ecuaţia (6-35) dar cu alte valori ale coeficientului A. Pentru coloanele de rectificare, $A = -0,125$.

Viteza fictivă a vaporilor în coloanele de rectificare cu umplutură şi care lucrează în regim de început de înecare se calculează cu relaţia (6-37).

Înălţimea stratului de umplutură H_u în regim de lucru pelicular al coloanelor se calculează separat pentru partea superioară şi inferioară a coloanei, cu ecuaţia,

$$H_u = \frac{m_v}{K_y \cdot A \cdot \sigma \cdot \psi} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y} = h_{oy} \cdot n_{oy} \qquad (7\text{-}22)$$

analoagă cu ecuaţia (6-39).

În ecuaţia (7-22):

m_v — debitul molar de vapori, constant pe lungimea coloanei, kmol/s;
K_y — coeficient total de transfer de masă, kmol/(m²·s), $\Delta y = 1$;
$A = \frac{\pi D^2}{4}$ — secţiunea coloanei, m²;
σ — suprafaţa specifică a umpluturii, m²/m³;
ψ — coeficient de umezire a umpluturii, nedimensional;
y^* şi y — concentraţii de echilibru şi de lucru (fracţii molare) ale componentului uşor volatil în vapori;
n_{oy} — numărul unităţilor de transfer;
h_{oy} — înălţimea unităţii de transfer, m.

În cazul coloanelor cu umplutură, lucrînd în regim de înecare, înălţimea echivalentă a umpluturii, h_e (în punctul de inversiune) se poate determina cu relaţia, [6-1]:

$$\frac{h_e}{d_e} = 5,2\,\mathrm{Re}_v^{0,2}\left(\frac{m_v}{m_l}\right)^{0,35}\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0.2}\frac{\lg\frac{m_l}{a \cdot m_v}}{1 - a\frac{m_v}{m_l}} \qquad (7\text{-}23)$$

în care :

$d_e = \frac{4 V_l}{\sigma}$ — diametrul echivalent al umpluturii, m ;

$Re_r = \frac{4 \cdot w \cdot \rho_v}{\sigma \cdot \eta_v}$ — vezi ecuaţia (6-37, *a*) ;

$\frac{m_v}{m_l}$ — raportul dintre debitul de vapori şi lichid (în zona de concentrare $\frac{m_v}{m_l} = \frac{R+1}{R}$; în zona de epuizare $\frac{m_v}{m_l} = \frac{R+1}{R+F}$) — vezi ecuaţia (7-6) şi (7-7) ;

a — panta curbei de echilibru.

Înălţimea stratului de umplutură H_u, se calculează cu relaţia (6-43).

7.2. EXEMPLE

Exemplul 7-1. Să se calculeze compoziţia fazei de vapori în echilibru la temperatura de 50°C cu lichidul la amestecul de hexan şi apă, presupunînd că cele două componente sînt total nemiscibile.

Rezolvare. Presiunea vaporilor saturanţi ai hexanului la 50°C este de 400 mm Hg (fig. XVII). Presiunea vaporilor saturanţi ai apei la 50°C este de 92,5 mm Hg (tab. XXXVIII). În cazul amestecurilor total nemiscibile, presiunile parţiale p ale fiecărui component sînt egale cu presiunea vaporilor saturanţi P.

Presiunea totală a amestecului de vapori :

$$P = p_{apa} + p_{hexan} = P_{apa} + P_{hexan} = 400 + 92{,}5 = 492{,}5 \text{ mmHg}$$

Fracţia molară a hexanului în faza de vapori se calculează cu ecuaţia (6-1) :

$$y_{hexan} = \frac{p_{hexan}}{P} = \frac{400}{492{,}5} = 0{,}812$$

Fracţia molară a apei :

$$y_{apa} = \frac{p_{apa}}{P} = 1 - y_{hexan} = 0{,}188$$

Exemplul 7-2. Să se determine temperatura de fierbere la presiunea atmosferică a unui amestec lichid de toluen şi apă considerînd că sînt total nemiscibile.

Rezolvare. Amestecul dat va fierbe la temperatura la care suma presiunii vaporilor saturanţi ai toluenului şi apei va fi egală cu 760 mm Hg.

Din diagramă (fig. XXIV) se observă că intersecţia curbei presiunii vaporilor saturanţi ai toluenului cu curba presiunii vaporilor saturanţi ai apei (trasată de la 760 mmHg, în jos) corespunde temperaturii de 84°C. Deoarece la această temperatură suma presiunilor vaporilor saturanţi ai componentelor amestecului este 760 mmHg, ea reprezintă temperatura de fierbere a amestecului.

Exemplul 7-3. Să se calculeze compoziţia fazei de vapori în echilibru la 60°C în cazul unui amestec lichid format din 40% mol benzen şi 60% mol toluen, considerînd că amestecul dat urmează legea lui Raoult. Să se calculeze de asemenea compoziţia amestecului lichid de benzen şi toluen care fierbe la 90°C la presiunea de 760 mmHg.

Rezolvare. Presiunile vaporilor saturanţi ai benzenului şi toluenului la 60°C se determină din figura XXIV : pentru benzen, $P_B = 385$ mm Hg ; pentru toluen, $P_T = 140$ mm Hg. Presiunile parţiale ale benzenului şi toluenului se calculează cu formula (6-7) :

$$p_B = P_B \cdot x_B = 385 \cdot 0{,}4 = 154 \text{ mm Hg}$$

$$p_T = P_T \cdot x_T = P_T(1 - x_B) = 140(1 - 0{,}4) = 84 \text{ mmHg}$$

Presiunea totală :

$$P = p_B + p_T = 154 + 84 = 238 \text{ mm Hg.}$$

Compoziţia fazei de vapori se determină cu formula (6-1) :

$$y_B = \frac{p_B}{P} = \frac{154}{238} = 0{,}648$$

Deci vaporii în echilibru conţin 64,8% mol benzen şi 35,2% mol toluen.

Pentru determinarea compoziţiei lichidului care fierbe la presiunea de 760 mm Hg la 90°C se scrie ecuaţia :

$$P = P_B \cdot x_B + P_T \cdot x_T \text{ sau } 760 = 1\,013 \cdot x_B + 408(1 - x_B)$$

de unde, $x_B = 58{,}3\%$ mol ; $x_T = 41{,}7\%$ mol.

Valorile 1 013 şi 408 reprezintă presiunile vaporilor saturanţi ai benzenului şi toluenului în stare pură la 90°C, în mm Hg.

Exemplul 7-4. Să se calculeze compoziţia fazelor în echilibru şi să se construiască diagrama de echilibru în cordonatele $t - x$, y şi $y^* - x$ pentru amestecul benzen-toluen la presiunea atmosferică, considerînd că amestecul urmează legea lui Raoult.

Rezolvare. Pentru a calcula compoziţiile fazelor în echilibru se utilizează ecuaţia (6-7) :

$$p_B = P_B \cdot x_B$$

$$p_T = P_T(1 - x_B)$$

Conform legii lui Dalton :

$$P = p_B + p_T = P_B \cdot x_B + P_T(1 - x_B)$$

de unde,

$$x_B = \frac{P - P_T}{P_B - P_T}$$

După formula (6-8) :

$$y_B^* = \frac{P_B}{P} x_B$$

În această relaţie x şi y^* sînt fracţiile molare ale benzenului în lichide şi vaporii în echilibru cu acest lichid.

Calculul complet este prezentat în tabela 7-1.

Datele obţinute sînt reprezentate sub formă de curbe în coordonate $t - x,\ y$ (fig. 7-6) şi $y^* - x$ (fig. 7-7).

Tabelul 7-1

t, °C	P_B mm Hg	P_T, mm Hg	P, mm Hg	$x_B = \frac{P - P_T}{P_B - P_T}$	$y_B^* = \frac{P_B \cdot x}{P}$
80	760	300,0	760	1	1
84	852	333,0	760	$\frac{760 - 333}{852 - 333} = 0,823$	$\frac{852}{760} 0,823 = 0,922$
88	957	379,5	760	$\frac{760 - 379,5}{857 - 379,5} = 0,659$	$\frac{957}{760} 0,659 = 0,830$
92	1 078	432,0	760	$\frac{760 - 432}{1\,078 - 432} = 0,508$	$\frac{1\,078}{760} 0,508 = 0,720$
96	1 204	492,5	760	$\frac{760 - 492,5}{1\,204 - 492,5} = 0,376$	$\frac{1\,204}{760} 0,376 = 0,596$
100	1 344	559,0	760	$\frac{760 - 559}{1\,344 - 559} = 0,256$	$\frac{1\,344}{760} 0,256 = 0,453$
104	1 495	625,5	760	$\frac{760 - 625,5}{1\,495 - 625,5} = 0,155$	$\frac{1\,495}{760} 0,155 = 0,304$
108	1 659	704,5	760	$\frac{760 - 704,5}{1\,659 - 704,5} = 0,058$	$\frac{1\,659}{760} 0,058 = 0,128$
110	1 748	760,0	760	0	0

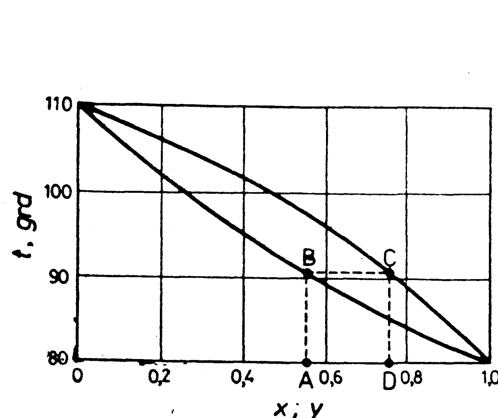


Fig. 7-6. Schiţa la exemplele 7-4 şi 7-5.

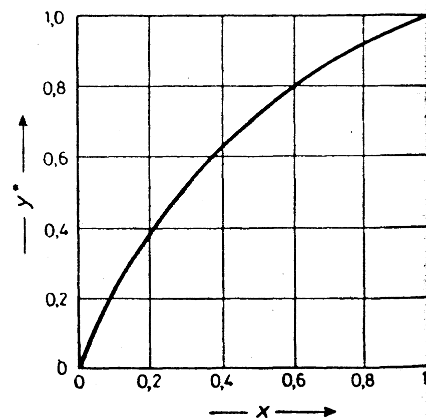


Fig. 7-7. Schiţa la exemplul 7-4.

Exemplul 7-5. Cu ajutorul diagramei $t - x,\ y$ (fig. 7-6) să se determine compoziţia vaporilor în echilibru şi temperatura de fierbere pentru lichidul ce conţine 55% mol benzen şi 45% mol toluen.

Rezolvare. Trasînd în figura 7-6 linia $ABCD$ se găseşte :

a) Temperatura de fierbere egală cu ~ 91°C

b) compoziţia vaporilor în echilibru :

Benzen . . . . 75% mol
Toluen. . . . . 25% mol.

Exemplul 7-6. O cantitate de 2 500 kg terebentină impură se purifică prin antrenare cu vapori de apă la presiunea atmosferică (760 mmHg). Amestecul iniţial conţine 88% masă terebentină şi 12% masă apă şi se introduce în aparat la temperatura de 30°C. Nu există încălzire exterioară.

Pentru antrenare se utilizează abur saturant cu presiunea $p = 1,5$ ata (în conducta de abur). Gradul de saturare al aburului cu terebentină se consideră $\varphi = 0,7$.

Să se determine : a) necesarul de abur pentru distilare ; b) compoziţia molară şi de masă a vaporilor rezultaţi la distilare ; c) presiunea parţială a terebentinei şi a apei în amestecul de vapori.

Pierderile de căldură în mediul înconjurător se consideră 10% din căldura utilă consumată. Parametrii de calcul pentru terebentină : masa moleculară 136 kg/kmol ; căldura specifică a terebentinei în stare lichidă, $1,76 \cdot 10^3$ J/kg·K ; căldura latentă de vaporizare, $310 \cdot 10^3$ J/kg.

Rezolvare. Din figura XXIV se determină temperatura de distilare şi presiunea vaporilor saturanţi de terebentină. Temperatura de distilare este 96°C ; $P_{ter} = 115$ mm Hg.

Cantitatea de vapori de apă care părăsesc aparatul împreună cu vaporii de terebentină se calculează cu relaţia (7-3)

$$m_{vap} = m_{ter} \frac{M_{vap}(P - P_{ter})}{M_{ter} \cdot P_{ter} \cdot \varphi} = 2\,500 \cdot 0,88 \frac{18(760 - 115)}{136 \cdot 115 \cdot 0,7} = 2\,330 \text{ kg}$$

Fracţiunea de masă în vapori :

— terebentină :

$$\bar{y}_{ter} = \frac{m_{ter}}{m_{ter} + m_{vap}} = \frac{2\,500 \cdot 0,88}{2\,500 \cdot 0,88 + 2\,330} = 0,485$$

— apă :

$$\bar{y}_{vap} = 1 - \bar{y}_{ter} = 1 - 0,485 = 0,515$$

Fracţia molară :

$$y_{ter} = \frac{\bar{y}_{ter}/M_{ter}}{\frac{\bar{y}_{ter}}{M_{ter}} + \frac{\bar{y}_{vap}}{M_{vap}}} = \frac{0,485/136}{\frac{0,485}{136} + \frac{0,515}{18}} = \frac{0,00356}{0,00356 + 0,0286} = 0,110$$

$$y_{vap} = 1 - y_{ter} = 1 - 0,11 = 0,89$$

Presiunile parţiale în amestecul de vapori la presiunea totală $P = 760$ mm Hg.

$$p_{ter} = P \cdot y_{ter} = 760 \cdot 0,11 = 84 \text{ mmHg}$$

$$p_{vap} = P - p_{ter} = 760 - 84 = 676 \text{ mmHg}$$

Consumul de căldură :

a) pentru preîncălzirea amestecului inițial de la temperatura de 30°C pînă la temperatura de distilare de 96°C :

— Terebentina :

$$m_{ter} \cdot c_{ter}(t_{dist} - t_{in}) = 2\,500 \cdot 0{,}88 \cdot 1{,}76 \cdot 10^3(96 - 30) = 256\,000 \cdot 10^3 \text{ J}$$

— Apa :

$$m_{apa} \cdot c_{apa}(t_{dist} - t_{in}) = 2\,500 \cdot 0{,}12 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3(96 - 30) = 83\,000 \cdot 10^3 \text{ J}$$

$$Q_{inc} = (256 + 83) \cdot 10 = 339 \cdot 10^6 \text{ J}$$

b) pentru vaporizarea terebentinei distilate :

$$Q_{vaporizare} = m_{ter} \cdot r_{ter} = 2\,500 \cdot 0{,}88 \cdot 310 \cdot 10^3 = 682\,000 \cdot 10^3 \text{ J}$$

c) pentru compensarea pierderilor de căldură în mediul înconjurător :

$$Q_p = 0{,}1(Q_{inc} + Q_{vaporizare}) = 0{,}1(339\,000 + 682\,000) \cdot 10^3 = 102\,000 \cdot 10^3 \text{ J}$$

Consumul total de căldură Q :

$$Q = Q_{inc} + Q_{vaporizare} + Q_p$$

$$Q = (339\,000 + 682\,000 + 102\,000) \cdot 10^3 = 1\,123\,000 \cdot 10^3 \text{ J} = 1\,123 \cdot 10^3 \text{ kJ}$$

Se determină consumul de abur. La presiunea absolută a aburului saturant în conductă de 1,5 ata, temperatura de saturație este de 110,7°C (tabela LVII) ; împreună cu terebentina distilată se evacuează 2 330 kg vapori la temperatura de distilare de 96°C. Prin urmare aburul care iese se răcește de la 110,7 la 96°C, cu degajarea unei cantități de căldură, Q_{deg} :

$$Q_{deg} = m_{vap} \cdot c_{vap}(t_{vap} - t_{dist}) = 2\,330 \cdot 1{,}97 \cdot 10^3(110{,}7 - 96) =$$

$$= 67\,900 \cdot 10^3 \text{ J} = 67\,900 \text{ kJ}$$

unde

$1{,}97 \cdot 10^3 = \frac{35{,}5 \cdot 10^3}{18}$ — căldura specifică a aburului, J/kg·grd (tabela XXVII).

Restul cantității de căldură Q_r :

$$Q_r = Q - Q_{deg} = (1\,123\,000 - 67\,900) \cdot 10^3 = 1\,055 \cdot 10^3 \text{ kJ}$$

trebuie adusă pe seama condensării unei părți din aburul de alimentare și răcirea condensatului obținut, pînă la temperatura de distilare.

Debitul de abur care condensează este :

$$m_{cond} = \frac{Q_r}{i'' - i'} = \frac{1\,055\,000 \cdot 10^3}{(2\,700 - 402) \cdot 10^3} = 460 \text{ kg}$$

în care :

$2\,700 \cdot 10^3$ J/kg — entalpia aburului saturant la presiunea de 1,5 ata ;

$402 \cdot 10^3$ J/kg — entalpia apei la temperatura de 96°C.

Consumul total de abur :

$$m_{vap} = 2\,330 + 460 = 2\,790 \text{ kg}$$

Exemplul 7-7. Într-o blază de distilare simplă se distilă 1 000 kg amestec, care conține 60% masă alcool etilic și 40% masă apă. După distilare, reziduul din blază conține 5% masă alcool. Să se determine compoziția distilatului, masa sa și masa reziduului din blază. Date asupra compozițiilor de echilibru sînt prezentate în tabela 7-2, în care $\bar{x}$ reprezintă fracția de masă a alcoolului în lichid iar y, fracția de masă a alcoolului etilic în vaporii în echilibru.

Tabelul 7-2

$\bar{x}$	$\bar{y}^*$	$\bar{y}^* - \bar{x}$	$\frac{1}{\bar{y}^* - \bar{x}}$	$\bar{x}$	$\bar{y}^*$	$\bar{y}^* - \bar{x}$	$\frac{1}{\bar{y}^* - \bar{x}}$
0,025	0,225	0,200	5,00	0,45	0,754	0,304	3.29
0,05	0,360	0,310	3,22	0,50	0,767	0,267	3.74
0,10	0,516	0,416	2,40	0,55	0,778	0,228	4.38
0,15	0,600	0,450	2,22	0,60	0,789	0,189	5.29
0,20	0,655	0,455	2 20	0 65	0 800	0 150	6 66
0,25	0,690	0,440	2,27	0,70	0,810	0,110	9,09
0,30	0,710	0,410	2,44	0,75	0,835	0,085	11.75
0,35	0,728	0,378	2,64	0,80	0,855	0,055	18.20
0,40	0,740	0,340	2,94				

Rezolvare. Pentru rezolvare se utilizează ecuația (7-1) :

$$\ln \frac{m_F}{m_W} = \int_{\bar{x}_2}^{\bar{x}_1} \frac{d\bar{x}}{\bar{y}^* - \bar{x}}$$

Rezolvarea analitică a integralei nu este posibilă, deoarece forma analitică a dependenței lui $\bar{y}^*$ de $\bar{x}$ nu este cunoscută ; de aceea integrala se rezolvă grafic. În acest scop se construiește graficul $\frac{1}{\bar{y}^* - \bar{x}} = f(\bar{x})$ pentru amestecul alcool etilic-apă.

În figura 7-8 este construită curba, după datele din tabela 7-2.

Scara considerată :

pe axa abscisei . . . . 1 mm = 0,02
pe axa ordonatei . . . . 1 mm = 0,2
$1 \text{mm}^2 = 0{,}02 \times 0{,}2 = 0{,}004$

Valoarea integralei în limitele de la $\bar{x}_1 = 0{,}6$ la $\bar{x}_2 = 0{,}05$ este redată prin suprafața hașurată. Această suprafață are valoarea de 403 mm².

De aici,

$$\int_{0{,}05}^{0{,}6} \frac{d\bar{x}}{\bar{y}^* - \bar{x}} = 403 \cdot 0{,}004 = 1{,}612^*$$

* Valoarea aproximativă a integralei se poate afla după formula trapezului — vezi exemplul 4-21.

Prin urmare,

$$\ln \frac{m_F}{m_W} = 2{,}3 \lg \frac{m_F}{m_W} = 1{,}612$$

$$\frac{m_F}{m_W} = 5{,}01$$

Conform condițiilor, $m_F = 1\,000$ kg, deci,

$$m_W = \frac{1\,000}{5{,}01} = 200 \text{ kg}$$

Rezultă, masa distilatului,

$$m_D = m_F - m_W = 1\,000 - 200 = 800 \text{ kg}$$

Cantitatea de alcool rămasă în reziduu după distilare :

$$m_{alc(W)} = m_W \cdot \bar{x}_W = 200 \cdot 0{,}05 = 10 \text{ kg}$$

Cantitatea de alcool trecută în distilat :

$$m_{alc(D)} = m_D \cdot \bar{x}_D = 800 \cdot 0{,}6 - 10 = 590 \text{ kg}$$

Concentrația alcoolului în distilat, în % masă :

$$\bar{x}_D = \frac{m_{alc(D)}}{m_D} 100 = \frac{590}{800} 100 = 73{,}7\%$$

Exemplul 7-8. În condițiile exemplului precedent să se calculeze consumul de abur de încălzire cu presiunea de 2 ata necesar pentru realizarea distilării. Amestecul care se distilă se introduce în blază preîncălzit pînă la temperatura de fierbere. Pierderile de căldură în mediul înconjurător se consideră 10% din cantitatea de căldură utilă consumată. Din diagrama $t-x$, y s-a găsit că temperatura la care începe distilarea, cînd amestecul conține 60% masă alcool este de 81°C, iar temperatura la sfîrșitul distilării, cînd amestecul conține 5% masă alcool este 94,9°C. Umiditatea aburului este 5%.

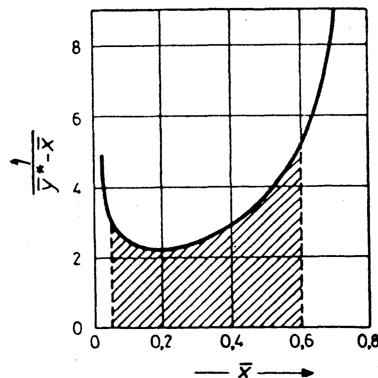


Fig. 7-8. Schița la exemplul 7-7.

Rezolvare. Temperatura medie dedistilare

$$t = \frac{81 + 94{,}9}{2} = 88°\text{C}$$

Consumul de căldură pentru încălzirea amestecului inițial de la 81 la 88°C:

$$Q_1 = (1\,000 \cdot 0{,}6 \cdot 3{,}35 \cdot 10^3 + $$
$$+ 1\,000 \cdot 0{,}4 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3)(88 - 81) =$$
$$= 25\,800 \cdot 10^3 \text{ J}$$

unde, $3{,}35 \cdot 10^3$ și $4{,}19 \cdot 10^3$ (J/kg·grd) sînt căldurile specifice ale alcoolului și apei (fig. XI).

Consumul de căldură pentru evaporare la 88°C :

$$Q_2 = 590 \cdot 855 \cdot 10^3 + (800 - 590) \cdot 2\,290 \cdot 10^3 = 985\,000 \cdot 10^3 \text{ J}$$

unde, $855 \cdot 10^3$ și $2\,290 \cdot 10^3$ (J/kg) sînt căldurile latente de vaporizare ale alcoolului și apei.

Consumul de căldură pentru încălzirea reziduului de la 88 la 94,9°C :

$$Q_3 = (200 \cdot 0{,}05 \cdot 3{,}35 \cdot 10^3 + 200 \cdot 0{,}95 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3)(94{,}9 - 88) =$$
$$= 5\,700 \cdot 10^3 \text{ J}$$

Consumul total de căldură cu considerarea pierderilor :

$$Q = (25\,800 + 985\,000 + 5\,700) \cdot 10^3 \cdot 1{,}1 = 1\,120\,000 \cdot 10^3 \text{ J}$$

Consumul de abur de încălzire :

$$m_{abur} = \frac{1\,120\,000 \cdot 10^3}{2\,208 \cdot 10^3 \cdot 0{,}95} = 535 \text{ kg}$$

unde, $2\,208 \cdot 10^3$ (J/kg) este căldura latentă de condensare a aburului de încălzire la presiunea de 2 ata.

Exemplul 7-9. La calculul unei coloane de rectificare cu talere și clopote se consideră distanța între talere egală cu 300 mm. Prin coloană trec 3 200 m³/oră vapori. Densitatea vaporilor este 1,25 kg/m³ (consumul de vapori și densitatea sînt date în condiții normale). Densitatea lichidului este 430 kg/m³. Să se calculeze diametrul necesar al coloanei dacă presiunea absolută în coloană este de 1,2 ata și temperatura medie, −40°C.

Rezolvare. Pentru a determina diametrul coloanei este necesar să se calculeze viteza de lucru a vaporilor în coloană.

Densitatea vaporilor în condiții de lucru :

$$\rho_v = \rho_0 \frac{T_0}{T} \cdot \frac{P}{P_0} = 1{,}25 \frac{273}{233} \cdot \frac{1{,}2}{1} = 1{,}75 \text{ kg/m}^3$$

conform ecuației (7-17, *a*),

$$w = C \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v}} = 0{,}0315 \sqrt{\frac{430}{1{,}75}} = 0{,}495 \text{ m/s}$$

Valoarea $C = 0{,}0315$ s-a determinat din figura 7-2.

Debitul volumic al vaporilor în coloană, în condițiile de lucru :

$$V = V_0 \frac{T}{T_0} \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \frac{1}{3\,600} = \frac{3\,200 \cdot 233}{273 \cdot 1{,}2 \cdot 3\,600} = 0{,}632 \text{ m}^3/\text{s}$$

Secțiunea coloanei :

$$A = \frac{V}{w} = \frac{0{,}632}{0{,}495} = 1{,}28 \text{ m}^2$$

De unde rezultă diametrul coloanei,

$$D = \sqrt{\frac{A}{0{,}785}} = \sqrt{\frac{1{,}28}{0{,}785}} = 1{,}275 \text{ m}$$

Din cataloage, se admite diametrul coloanei tipizate $D = 1\,200$ mm.

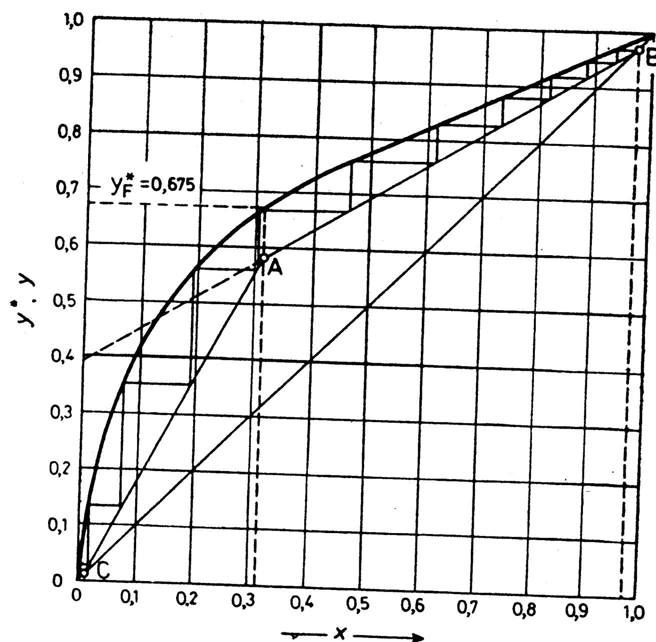


Fig. 7-9. Schiţa la exemplul 7-10.

Exemplul 7-10. Să se determine numărul de talere într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă, pentru separarea amestecului metanol-apă la presiunea atmosferică. Conţinutul de metanol în amestecul de alimentare este de 31,5% mol. Distilatul trebuie să se obţină cu un conţinut de 97,5% mol metanol, iar în blază, reziduul să conţină 1,1% mol metanol. Coeficientul de exces al refluxului este 1,77. Numărul de talere echivalente unei trepte de variaţie a concentraţiei este 1,7. Coloana este încălzită cu abur indirect.

Rezolvare. Se construieşte curba de echilibru în coordonate $y^* - x$ după datele din tabela XLVII pentru amestecul de alcool metilic-apă, la presiunea totală, $P = 760$ mmHg (fig. 7-9).

Se calculează refluxul minim cu relaţia 7-10:

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} \frac{0{,}975 - 0{,}675}{0{,}675 - 0{,}315} = 0{,}835$$

unde, valoarea $y_F^* = 0{,}675$ reprezintă compoziţia vaporilor în echilibru cu lichidul de alimentare, determinată din curba de echilibru.

Refluxul real (de lucru):

$$R = \beta \cdot R_{min} = 1{,}77 \cdot 0{,}835 = 1{,}48$$

Ecuaţia liniei de lucru pentru partea superioară a coloanei de rectificare:

$$y = \frac{1{,}48}{1{,}48 + 1} x + \frac{0{,}975}{1{,}48 + 1}$$

sau, $y = 0{,}598\ x + 0{,}393$.

Cu ordonata la origine 0,393, pe diagrama $y^* - x$ se trasează linia de lucru pentru partea superioară a coloanei AB. Prin punctele A şi C se trasează linia de lucru pentru partea inferioară a coloanei.

Construind în acelaşi grafic linia în trepte (începînd din punctul C) se determină numărul de trepte de variaţie a concentraţiei: în partea superioară, aproximativ 7, în partea inferioară aproximativ 4; în total, 11 trepte.

Numărul real de talere: în partea superioară, $1{,}7 \cdot 7 \sim 12$; în partea inferioară, $1{,}7 \cdot 4 \sim 7$; în total, 19 talere.

Exemplul 7-11. Să se construiască curba de echilibru pentru amestecul, tetraclorură de carbon CCl_4 — diclorura de sulf SCl_2, la presiunea de 760 mmHg.

Rezolvare. În absenţa datelor experimentale, curba de echilibru se construieşte pornind de la presupunerea că amestecul dat urmează legea lui Raoult.

Dependenţa între presiunea vaporilor saturanţi ai tetraclorurii de carbon şi temperatură este prezentată în tabela 7-3.

Tabelul 7-3

t, °C	P, mmHg	t, °C	P, mmHg
40	214	70	621
50	315	75	715
65	580	80	843

Pentru SCl_2 există două puncte: temperatura de fierbere la presiunea de 760 mm Hg egală cu 59°C şi temperatura de fierbere la presiunea de 400 mm Hg, egală cu 41°C.

Pentru a determina presiunea vaporilor saturanţi ai SCl_2 la alte temperaturi se utilizează legea liniarităţii.

Se calculează constanta pentru SCl_2 şi apă considerată ca lichid etalon:

$$\frac{59 - 41}{100 - 83} = \text{const.} = 1{,}06$$

unde, 83°C — temperatura de fierbere a apei la presiunea de 400 mm Hg (tabela XXXVIII).

Temperaturile de fierbere ale SCl_2 la alte presiuni se pot determina cu relaţia:

$$59 - t = 1{,}06\ (100 - \theta)$$

de unde: $t = 1{,}06 \cdot \theta - 47$

în care: t este temperatura de fierbere a SCl_2, °C.

θ — temperatura de fierbere a apei la aceeaşi presiune, grd.

În tabela 7-4 se prezintă valorile temperaturii de fierbere a SCl_2, calculate cu relaţia de mai sus, pentru diferite presiuni.

Tabelul 7-4

P, mm Hg	θ, °C	t, °C	P, mm Hg	θ, °C	t, °C
760	100	59	1 175	112,7	72,5
880	104,2	63,5	1 320	116,3	76,3
1 030	108,7	68,2	1 470	113,6	79,8

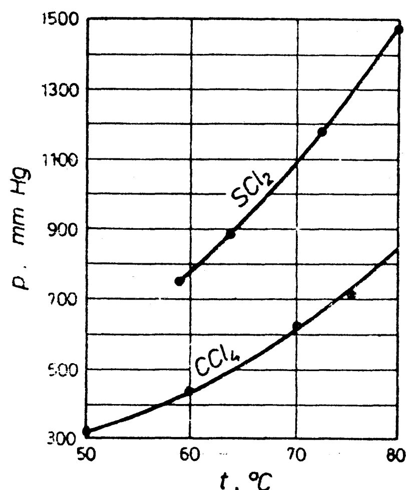


Fig. 7-10. Schiţa la exemplul 7-11.

În figura 7-10 se prezintă valorile presiunilor de vapori ale SCl_2 şi CCl_4 în funcţie de temperatură; valorile sînt determinate după datele din tabela 7-3 şi 7-4.

Avînd datele asupra presiunii vaporilor saturanţi ai componentelor pure la diferite temperaturi, se poate construi diagrama de echilibru, aplicînd legea lui Raoult. Metodica de calcul este arătată la exemplul 7-4. În figura 7-11 este prezentată diagrama de echilibru, în coordonate $y^* - x$.

Exemplul 7-12. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare periodică se distilă la presiunea atmosferică un amestec lichid de tetraclorură de carbon CCl_4 şi diclorură de sulf SCl_2, conţinînd 50% mol SCl_2. Distilatul trebuie să conţină 90% mol SCl_2 iar reziduul din blază 15% mol SCl_2. Să se determine numărul necesar de talere, dacă unei trepte de variaţie a concentraţiei îi corespunde 1,7 talere. Să se determine, de asemenea, raportul cifrelor minime de reflux la începutul şi la sfîrşitul rectificării.

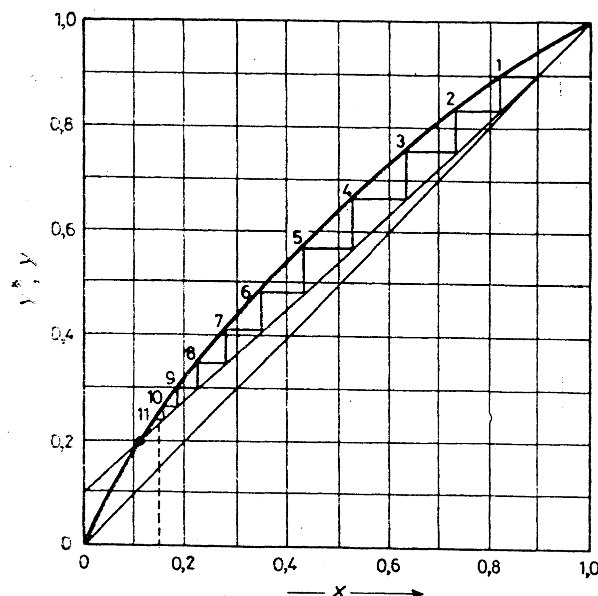


Fig. 7-11. Schiţa la exemplele 7-11 şi 7-12.

Rezolvare. Se utilizează datele asupra echilibrului lichid-vapori pentru amestecul CCl_4-SCl_2 obţinute în exemplul precedent.

Cu relaţia (7-10) se calculează refluxul minim R_{min} pentru momentul final al rectificării, cînd lichidul din blază conţine 15% SCl_2,

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,9 - 0,25}{0,25 - 0,15} = 6,5.$$

În această relaţie, 0,25 reprezintă fracţia molară a SCl_2 în vaporii în echilibrul cu reziduul din blază ce conţine 15% SCl_2 — determinată din diagrama de echilibru.

Raportul real de reflux se consideră cu 20% mai mare decît refluxul minim:

$$R = 1,2\ R_{min} = 1,2 \cdot 6,5 = 7,8.$$

Ecuaţia liniei de lucru pentru momentul final al rectificării:

$$y = \frac{7,8}{7,8+1}\,x + \frac{0,9}{7,8+1}$$

sau

$$y = 0,887\ x + 0,102$$

Se trasează linia de lucru şi se determină grafic numărul de trepte de variaţie a concentraţiei. După cum rezultă din figura 7-11, la un raport de reflux $R = 7,8$ corespund 11 trepte.

Numărul real de talere necesar rectificării:

$$n = 1,7 \cdot 11 \approx 19$$

Pentru momentul iniţial al rectificării cînd $x_{F'} = 0,5$, refluxul minim este:

$$R'_{min} = \frac{0,9 - 0,64}{0,64 - 0,5} = 1,86$$

unde $y_F^* = 0,64$, rezultă din diagrama de echilibru (fig. 7-11).

Raportul cifrelor minime de reflux în momentul final şi iniţial al rectificării:

$$\frac{R_{min}}{R'_{min}} = \frac{6,5}{1,86} = 3,5.$$

Exemplul 7-13. Să se construiască diagrama $I-x$ în domeniul vaporilor saturanţi, pentru amestecul $CH_4 - N_2$ la presiunea totală de 10 ata.

Rezolvare. Metodica de construcţie şi utilizarea diagramei $I-x$, vezi [6-1, 11-7].

Pentru determinarea compoziţiilor de echilibru la sistemul CH_4-N_2 se utilizează date experimentale.

Din diagrama $I-\lg P$ pentru N_2 şi CH_4 se determină entalpiile componentelor pure pentru 1 kmol vapori în limitele de temperatură corespunzătoare sistemului $CH_4 - N_2$ la 10 ata (tabela 7-5).

Tabelul 7-5

T, K	Vapori		Lichid	
	H_{CH_4}	H_{N_2}	H_{CH_4}	H_{N_2}
	kJ/kmol	kJ/kmol	kJ/kmol	kJ/kmol
170	11 100	9 420	4 690	—
160	10 700	9 100	3 930	—
150	10 270	8 800	3 310	—
145	—	8 640	3 040	—
140	—	8 480	2 820	—
135	—	8 330	2 550	—
130	—	8 160	2 310	—
125	—	7 990	2 050	—
120	—	7 810	1 830	—
115	—	7 630	1 580	3 460
110	—	7 420	1 360	3 160
105	—	7 210	—	2 890
100	—	—	—	2 610

Se construieşte reţeaua diagramei : pe abscisă se trece conţinutul în N_2, pe ordonată, entalpia în kj/kmol (fig. 7-12). Apoi se trasează pe ordonată entalpiile componentelor pure (N_2 şi CH_4) în stare gazoasă la temperaturile de 170, 160 şi 150 K. Unind aceste puncte prin drepte se obţin izotermele corespunzătoare. Căldura de amestec se consideră nulă.

Sub temperatura de 150 K metanul nu mai poate fi în stare gazoasă la presiunea de 10 ata.

Se extrapolează entalpiile CH_4 şi sub aceste temperaturi considerînd că raportul $\Delta I/\Delta T$ în domeniul extrapolat are aceeaşi valoare ca şi peste 150 K. Se obţin astfel izoterme ale vaporilor pînă la 100 K, adică pînă la temperatura de condensare a azotului pur la 10 at. În figura 7-12 sînt reprezentate cîteva izoterme ale vaporilor, construite în acest mod începînd cu izoterma de 145 K.

În continuare, utilizînd valorile de echilibru în sistemul CH_4-N_2, se determină temperaturile de început de condensare ale diferitelor amestecuri în stare de vapori şi se trec punctele corespunzătoare în diagrama $I-x$. Unind punctele găsite se obţine curba de condensare. Analog se construiesc şi izotermele pentru lichid. Problema se complică deoarece o parte din temperaturile de echilibru sîn tsuperioare temperaturii critice a azotului (126 K) şi prin urmare nu este posibilă determinarea entalpiei azotului lichid la aceste temperaturi. În acest caz se poate proceda în felul următor : se calculează căldura specifică medie a azotului lichid, de exemplu, în intervalul 110÷120 K şi se admite că şi mai departe, la temperaturi superioare celei critice, căldura specifică a azotului în amestec rămîne constantă. O parte din izotermele astfel construite pentru lichid sînt reprezentate cu linie punctată în figura 7-12 (în domeniul de saturaţie).

Ipoteza admisă nu poate duce la erori mari, deoarece izotermele corespunzătoare temperaturilor ridicate (peste 125 K) eroarea este minimă, întrucît aceste izoterme intersectează curba de fierbere la construcţii mari ale metanului, a cărui entalpie este determinată cu exactitate. De aceea, această abatere rezultată din determinarea imprecisă a entalpiei azotului are o influenţă neînsemnată în continare, din cauza concentraţiei sale reduse. Pentru izotermele corespunzătoare temperaturilor scăzute (sub 125 K) entalpiile azotului lichid sînt determinate cu exactitate.

Pe baza datelor asupra echilibrului de fază în sistemul CH_4-N_2 se trec pe diagramă punctele de început de fierbere pentru amestecuri lichide de diferite compoziţii obţinîndu-se prin unirea acestor puncte curba de fierbere

în diagrama $I-x$. În domeniul de saturaţie (între cele două curbe) se duc izoterme de legătură (se unesc puncte reprezentînd compoziţii ale lichidului de pe curba de fierbere, cu puncte corespunzătoare compoziţiei vaporilor în echilibru, de pe curba de condensare). În acest fel este finalizată construcţia diagramei $I-x$.

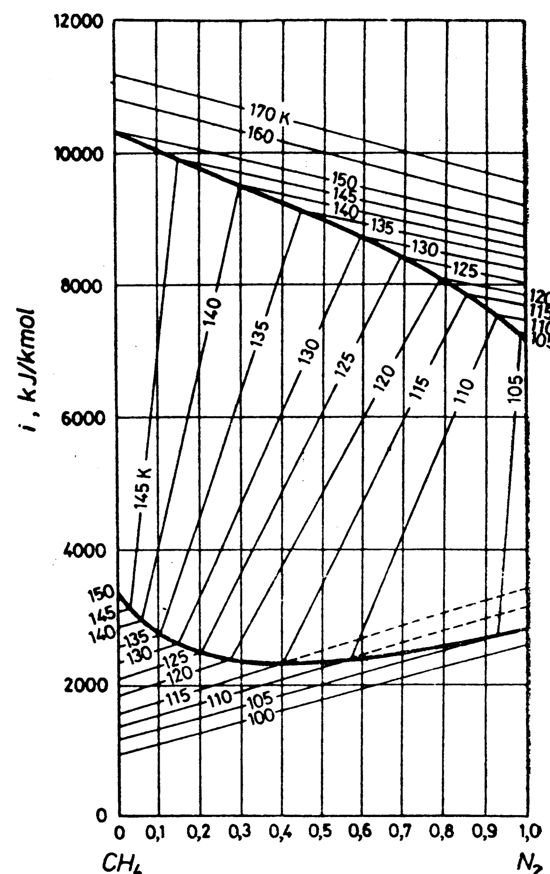


Fig. 7-12. Schiţa la exemplul 7-13.

Exemplul 7-14. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă se introduce un amestec ce conţine 30% mol CH_4 şi 70% mol N_2. Amestecul se introduce cu un debit de 1 000 m^3/oră în stare de vapori la presiunea de 10 ata şi la temperatura de saturaţie. În cadrul acestui exemplu debitele volumetrice (m^3/oră) sînt date în condiţii normale (0°C şi 760mm Hg).

În urma rectificării în coloană se produce în stare gazoasă o fracţiune de metan, cu un conţinut de 3% N_2 şi o fracţiune de azot cu un conţinut de 5% CH_4.

Utilizînd diagrama $I-x$ se cere să se determine : a) cantitatea de fracţiuni obţinute ; b) raportul minim de reflux, R_{min} ; c) numărul treptelor de variaţie a concentraţiei la un coeficient de exces al refluxului de 1,25 ; d) cantitatea de căldură cedată în deflegmatorul coloanei ; e) cantitatea de căldură consumată în blaza coloanei (în cazul în care fracţiunea metanică se evacuează din blază în stare lichidă).

Rezolvare. Se utilizează diagrama de echilibru pentru sistemul CH_4-N_2 la presiunea de 10 ata în coordonate $I-x$, construită în cadrul exemplului anterior.

a) pentru a determina cantităţile din fracţiunile obţinute, în partea superioară a diagramei (fig. 7-13) se construieşte linia dreaptă $III-I-II$; punctul I caracterizează amestecul iniţial (70% N_2), punctul II — fracţiunea de azot (95% N_2) şi punctul III — fracţiunea de metan (3% N_2).

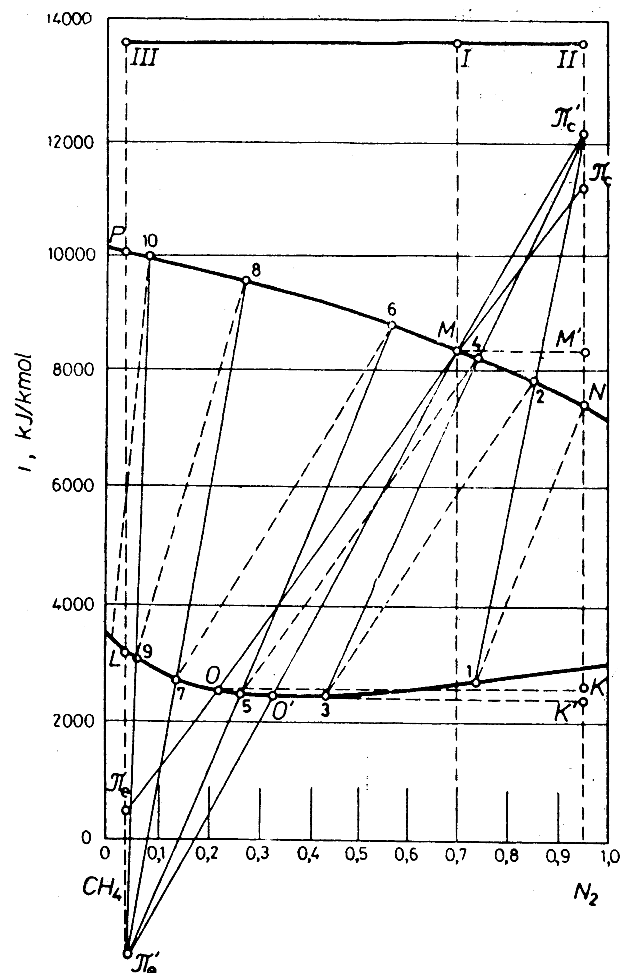


Fig. 7-13. Schiţa la exemplul 7-14.

Raportul segmentelor $\frac{I-II^{*}}{III-II} = \frac{0,95-0,7}{0,95-0,03}$ dă fracţiunea metanică obţinută dintr-un kmol amestec iniţial.

Cantitatea din fracţiunea metanică:

$$V_{CH_4} = \frac{0,25}{0,92}\,1\,000 = 272\ \text{m}^3/\text{oră}.$$

Cantitatea din fracţiunea azotică:

$$V_{N_2} = 1\,000 - 272 = 728\ \text{m}^3/\text{oră};$$

b) se calculează R_{min}. Punctul M reprezintă starea amestecului iniţial introdus pentru separare. Acest punct trebuie să se găsească pe dreapta principală care uneşte polii părţilor de concentrare şi de epuizare ai coloanei. Pentru a determina poziţia polului π_c al părţii de concentrare în condiţiile refluxului minim se duce izoterma care trece prin punctul M (MO) şi se prelungeşte această linie pînă cînd intersectează verticala dusă la valoarea concentraţiei impuse a fracţiunii de azot, în punctul π_c. Analog, pentru zona de epuizare rezultă polul π_e, de asemenea în condiţie, R_{min}.

Raportul segmentelor:

$$\frac{MM'}{OK} = \frac{c^{M'}}{c^{K}} = \frac{R_{min}}{R_{min}+1}$$

În cazul de faţă,

$$\frac{MM'}{OK} = \frac{0,95-0,7}{0,95-0,217} = 0,341 = \frac{R_{min}}{R_{min}+1}$$

Rezultă

$$R_{min} = 0,518.$$

Raportul real de reflux este

$$R = 1,25\,R_{min} = 1,25\cdot 0,518 = 0,647.$$

Se determină poziţia polului real π_c', corespunzător raportului de reflux $R = 0,647$.

Pentru aceasta, din raportul:

$$\frac{MM'}{O'K'} = \frac{R}{R+1}$$

se determină valoarea segmentului $O'K'$

$$O'K' = MM'\frac{R+1}{R} = \frac{(0,95-0,7)\cdot 1,647}{0,647} = 0,637$$

şi apoi, abscisa punctului O'

$$0,95 - 0,637 = 0,313.$$

Ducînd o dreaptă prin punctele M şi O' pînă la intersecţia cu verticalele ale căror abscise sînt x_D şi x_W, se obţine dreapta principală pentru $R = 0,647$. Punctele de intersecţie ale acestei drepte cu verticalele marchează poziţiile polilor π_c' şi π_e'.

c) se determină pe cale grafică numărul treptelor de variaţie a concentraţiei. Compoziţia lichidului în echilibru cu vaporii conţinînd 95% N_2 (punctul N) este dată de punctul *1*, legat de N, prin izoterma $1 - N$. Se trasează apoi raza $1 - \pi_c'$, care intersectează curba vaporilor în *2*. Din punctul *2* se repetă aceeaşi construcţie pînă cînd se obţine punctul *5* pe curba lichidului, în stînga dreptei principale. În continuare construcţia se

continuă folosind polul inferior π_e'. Numărul izotermelor rezultate prin această construcție reprezintă numărul treptelor de variație a concentrației. Astfel s-au obținut:

— în zona de concentrare (deasupra talerului de alimentare) două trepte (ceva mai mult);

— în zona de epuizare (sub talerul de alimentare) patru trepte (ceva mai puțin);

d) cantitatea de căldură cedată în deflegmator se determină din diferența entalpiilor în punctele π_e' și N, respectiv,

$$q_d = 12\,230 - 7\,330 = 4\,900 \text{ kJ/kmol}.$$

Deoarece în urma rectificării se obțin 728 m³/h fracțiune azotică, cantitatea totală de căldură cedată în deflegmator este:

$$Q_d = 4\,900\frac{728}{22{,}4} = 159\,000 \text{ kJ/oră} = \frac{159\,000\cdot 10^3}{3\,600} = 44\,200 \text{ W};$$

e) cantitatea de căldură primită în blaza coloanei $q_{blază}$ dacă fracțiunea metanică se evacuează în stare gazoasă se determină din diferența entalpiilor în punctele P și π_e'. La evacuarea fracțiunii metanice însă în stare lichidă nu se mai ia în considerare consumul de căldură pentru vaporizarea lichidului; în acest caz consumul de căldură $q_{blază}$ se determină din diferența entalpiilor în punctele L și π_e', ceea ce reprezintă 5 151 kJ pentru 1 kmol fracțiune metanică.

Cantitatea totală de căldură consumată în blaza coloanei:

$$Q_{blază} = \frac{5\,150\cdot 10^3}{3\,600}\cdot\frac{272}{22{,}4} = 17\,300 \text{ W}.$$

Exemplul 7-15. Să se determine înălțimea și diametrul părții superioare (de concentrare) a unei coloane de rectificare cu umplutură, pentru separarea amestecului de alcool metilic-apă la presiunea atmosferică.

În coloană se introduc 1 500 kg/oră amestec inițial, alcătuit din 40% alcool și 60% apă. Concentrația distilatului 97,5% alcool. În blază reziduul conține 2% alcool (concentrațiile se exprimă în procente molare). Raportul real de reflux $R = 1{,}48$. Ca material de umplutură se utilizează inele de 25 × 25 × 3 mm. Coloana lucrează în regim de emulsionare. Încălzirea se face cu abur indirect.

Rezolvare. Cînd coloana de rectificare cu umplutură lucrează în regim de înecare viteza vaporilor se calculează cu relația (6-35), $A = -0{,}125$.

$$\lg\left(\frac{w^2\cdot\sigma\cdot\rho_v\cdot\eta_l^{0,16}}{g\cdot V_l^3\cdot\rho_l}\right) = -0{,}125 - 1{,}75\left(\frac{m_l}{m_v}\right)^{0,25}\cdot\left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{0,125}$$

În cazul de față:

$\sigma = 204$ m²/m³ (tab. XVII) — suprafața specifică a umpluturii;

$V_l = 0{,}74$ m³/m³ (tab. XVII) — volumul liber al umpluturii.

$$\frac{m_l}{m_v} = \frac{R}{R+1} = \frac{1{,}48}{2{,}48} = 0{,}6.$$

Compoziția medie a lichidului:

$$x_m = \frac{x_F + x_D}{2} = \frac{40 + 97{,}5}{2} = 70\% \text{ (mol) alcool}$$

$\rho_l \approx 840$ kg/m³ — densitatea lichidului;

$\eta_l \approx 0{,}5\cdot 10^{-3}$ N·s/m² (Pa·s) — viscozitatea lichidului.

Compoziția medie a vaporilor:

$$y_m = \frac{y_F + y_D}{2} = \frac{63 + 97{,}5}{2} = 80\% \text{ (mol) alcool.}$$

Aici $y_F = 63\%$ mol reprezintă conținutul în alcool al vaporilor la intrarea în zona de concentrare a coloanei (fig. 7-9; în cazul exemplului 7-10, linia de lucru a părții de concentrare a coloanei are aceeași poziție ca în cazul de față). Temperatura medie la partea superioară a coloanei este aproximativ 72°C. În aceste condiții densitatea vaporilor este:

$$\rho_v = \frac{[M_{alc}\cdot y_m + M_{apa}(1 - y_m)]T_0}{22{,}4\cdot T} = \frac{(0{,}8\cdot 32 + 0{,}2\cdot 18)\cdot 273}{22{,}4\cdot 345} = 1{,}03 \text{ kg/m}^3;$$

$\rho_v = 1{,}11\cdot 10^{-5}$ N·s/m² (Pa·s) — viscozitatea vaporilor.

Înlocuind aceste valori în relația (6-35) se obține:

$$\lg\left(\frac{w^2\cdot 204\cdot 1{,}03\cdot 0{,}5^{0,16}}{9{,}81\cdot 0{,}74^3\cdot 840}\right) = -0{,}125 - 1{,}75\cdot 0{,}6^{0,25}\left(\frac{1{,}03}{840}\right)^{0,125}\cdot\lg(0{,}0565\,w^2) = 0{,}788$$

de unde $w = 1{,}7$ m/s.

Înălțimea echivalentă talerului teoretic h_e în cazul coloanelor cu umplutură se calculează cu relația (7-23):

$$h_e = 5{,}2\,d_e\cdot \mathrm{Re}_v^{0,2}\left(\frac{m_v}{m_l}\right)^{0,35}\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0,2}\frac{\lg\dfrac{m_l}{n\cdot m_v}}{1 - \dfrac{n\cdot m_v}{m_l}} =$$

$$= 5{,}2\frac{4V_l}{\sigma}\left(\frac{4\cdot w\cdot\rho_v}{\sigma\cdot\eta_v}\right)^{0,2}\cdot\left(\frac{R+1}{R}\right)^{0,35}\cdot\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0,2}\cdot\frac{\lg\dfrac{R}{n(R+1)}}{1 - \dfrac{n(R+1)}{R}} =$$

$$= \frac{5{,}2\cdot 4\cdot 0{,}74}{204}\left(\frac{4\cdot 1{,}7\cdot 1{,}03}{204\cdot 1{,}11\cdot 10^{-5}}\right)^{0,2}\cdot\left(\frac{2{,}48}{1{,}48}\right)^{0,35}\cdot\left(\frac{840}{1{,}03}\right)^{0,2}\frac{\lg\dfrac{1{,}48}{0{,}45\cdot 2{,}48}}{1 - \dfrac{0{,}45\cdot 2{,}48}{1{,}48}} = 0{,}86 \text{ m}.$$

După cum rezultă din figura 7-9, numărul treptelor de variație a concentrației în limitele de la $x_D = 0{,}975$ la $x_F = 0{,}4$ este în jur de 6,4*.

* La o construcție mai exactă la o scară mai mare, numărul treptelor de variație a concentrației se obține cu puțin mai mare de 7.

Prin urmare înălţimea necesară a stratului de umplutură este conform relaţiei 6-43):

$$H_u = h_e \cdot n_t = 0{,}86 \cdot 6{,}4 = 5{,}5 \text{ m}.$$

Pentru a determina diametrul coloanei se calculează în prealabil debitul distilatului. Debitul molar al alimentării:

$$m_F = \frac{m'_F}{x_F \cdot M_{alc} + (1 - x_F)M_{apă}} = \frac{1\,500}{0{,}4 \cdot 32 + 0{,}6 \cdot 18} = 63{,}6 \frac{\text{kmol}}{\text{oră}}.$$

Din relaţiile bilanţului de materiale al coloanei,

$$m_D + m_W = 63{,}6$$

$$0{,}975\ m_D + 0{,}02\ m_W = 0{,}4 \cdot 63{,}6$$

rezultă debitul de distilat, $m_D = 25{,}3$ kmol/oră.

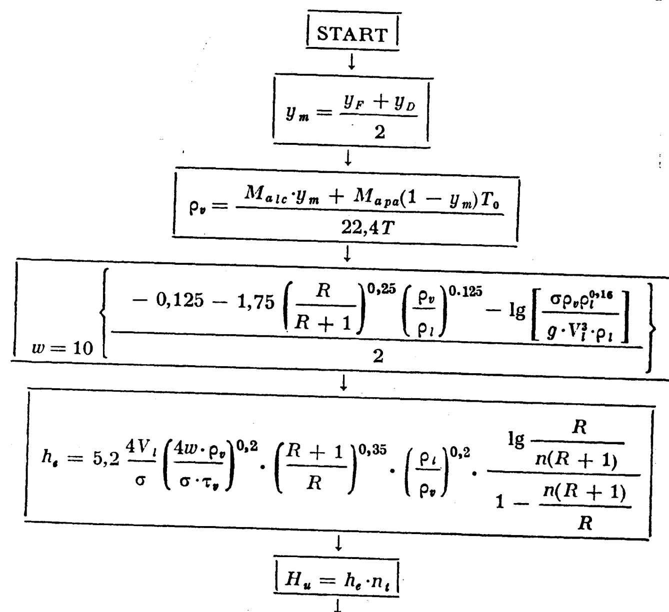
Debitul volumetric al vaporilor în zona de concentrare a coloanei:

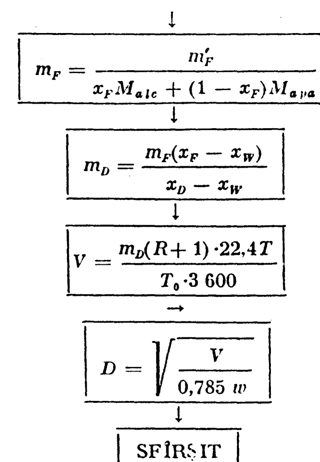
$$V = \frac{m_D(R+1) \cdot 22{,}4T}{T_0 \cdot 3\,600} = \frac{25{,}3(1{,}48+1)22{,}4 \cdot 345}{273 \cdot 3\,600} = 0{,}493 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Diametrul necesar al coloanei,

$$D = \sqrt{\frac{V}{w \cdot 0{,}785}} = \sqrt{\frac{0{,}493}{1{,}7 \cdot 0{,}785}} = 0{,}61 \text{ m}.$$

Schema bloc a algoritmului de calcul pentru rezolvarea exemplului 7-15





Tabelul 7-6

Valoarea	y_{ep}	y_F	y_D	p	T_0	M_{alc}	M_{apa}	T	u	R	l		l
Identificator	YM	YF	YD	RV	TN	MALC	MAPA	T	W	R	RL	SIGMA	EL

V_1	h_e	V	n	Hu	n_t	m_F	m'_F	x_F	m_D	x_w	x_D	V	D
VL	HE	EV	N	HU	NT	MF	MFI	XF	MD	XW	XD	V	D

```
1 FORMAT (E 10.2)
3 FORMAT (30X, 'DATE INIŢIALE',/10X, ((5E10.23X))
  READ1, YF, YD, TN, MALC, MAPA, T, RL, SIGMA, EL,
  *VL, EV, N, NT, MF1, XF, XW, XD, R
  WRITE3, YF, YD, TN, MALC MAPA, T, RL, SIGMA, EL,
  *VL, EV, N, NT, MF1, XF, XW, XD, R
  YM = (YF + YD) *·5
  RV = (MALC * YM + MAPA * (1·—YM)) * TN/(22·4 * T)
  W = 10·**((—·125 — 1.75*(R/(R + 1))**·25*(RV/RL)**·125—
  *ALOG (SIGMA*RV*EL**·16/9·81/VL**3·/RL))/2.)
  HE = 5·2*4·*VL*(4·*W*RV/SIGMA/EV)**·2*((R + 1.)/R)**35·*
  *(RL/RV)**.2*ALOG(R/M/(R + 1.))/(1.—M*(R + 1.)/R)/SIGMA
  HN = HE*NT
  MF = MF1/(XF*MALC + (1.—XF)*MAPA)
  MD = MF*(XF — XW)/(XD — XW)
  V = MD*(R + 1.)*22.4*T/TN/3 600.
  D = SQRT(V/.785/W)
  WRITE 4 HU D
```

```
 4 FORMAT (10X 'REZULTATELE CALCULULUI',/10X, 'HU=', E12.4,
*'D=' E12.4)
STOP
  END
 VALORILE OBŢINUTE PE CALCULATOR SÎNT URMĂTOARELE:
0,63, 0,975, 273., 32., 18., 345., 840., 204., 0,5,
0.74, 0.0000111, 0.45, 6.4, 1 500., 0,4, 0,02, 0,975, 1,48
REZULTĂ, CĂ VALORILE NUMERICE OBŢINUTE SE POT SCRIE
ÎN FORMA :
   DATE INIŢIALE
YF = 0,63 YD = 0,975 TN = 273, MALC = 32, MAPA = 18,
T = 345. RL = 840, SIGMA = 204, EL = 0.5 VL = 0.74
EV = 0.0000111 N = 0.45 NT = 6.4 MF1 = 1 500. XF = 0.4
XW = 0.02 XD = 0,975 R = 1.48
   REZULTATELE CALCULULUI
HU = 5.5 D = 0.61
```

Exemplul 7-16. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă se separă la presiunea atmosferică un amestec de alcool etilic-apă, conţinînd 25% mol alcool etilic. Concentraţia cerută a distilatului este 80% mol iar conţinutul de alcool în reziduul din blază nu depăşeşte 0,1% mol. În blaza coloanei se introduce abur direct. Să se determine raportul real de reflux şi debitul molar al materiei prime, a aburului de încălzire şi a reziduului din blază raportate la 1 kmol distilat. Să se traseze liniile de operare pe diagrama $y - x$.

Rezolvare. În figura 7-14 se prezintă schema fluxurilor de materiale (debite molare relative) în coloana de rectificare în blaza căreia se introduce abur direct. Din ecuaţiile bilanţului de materiale al coloanei :

$$F + V = 1 + W$$

$$Fx_F = x_D + Wx_W$$

la $W = F + R$ se obţine :

$$F = \frac{x_D + Rx_W}{x_F - x_W}$$

$$W = \frac{x_D + Rx_F}{x_F - x_W}$$

$$V = R + 1.$$

Ecuaţia liniilor de lucru :

— pentru partea superioară (de concentrare),

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}$$

— pentru partea inferioară (de epuizare),

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}x_W$$

În aceste relaţii :

$$F = \frac{m_F}{m_D}; \quad W = \frac{m_W}{m_D}; \quad V = \frac{m_V}{m_D}$$

m_F, m_D, m_W, m_V — debite molare ale alimentării, distilatului, reziduului şi vaporilor, kmol/s.

Linia de lucru a părţii superioare este aceeaşi ca şi în cazul încălzirii coloanei cu abur indirect — vezi, exemplul (7-6) ; ea intersectează diagonala diagramei $y - x$, la $x = x_D$ şi ordonata la $y = \frac{x_D}{R+1}$.

Linia de lucru a părţii inferioare intersectează abscisa la $x = x_W$. Ambele linii de lucru se intersectează la $x = x_F$.

Se calculează raportul de reflux cu relaţia (7-12) :

$$R = 1,3\,R_{min} + 0,3.$$

Curba de echilibru construită după datele din literatură [7-4] au un punct mai coborît, D (fig. 7-15). Pentru a determina pe R_{min}, din punctul A se duce tangenta AB, în punctul D la curba de echilibru. Tangenta AB determină la intersecţia cu ordonata, segmentul $OB = 37,5$. Rezultă,

$$\frac{x_D}{R_{min}+1} = 0,375 \text{ şi } R_{min} = \frac{0,8 - 0,375}{0,375} = 1,13$$

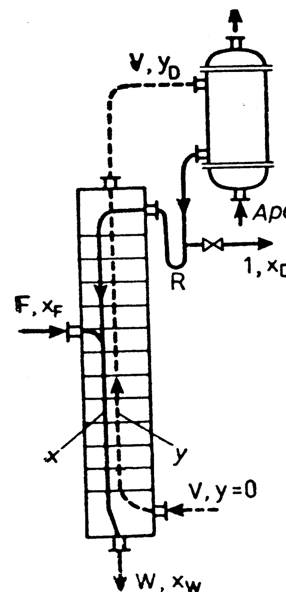


Fig. 7-14. Schiţa la exemplul 7-16.

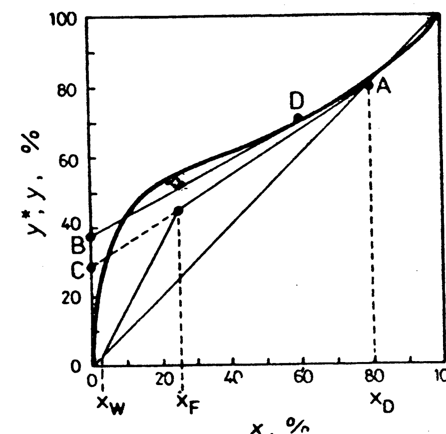


Fig. 7-15. Schiţa la exemplul 7-16.

Raportul real de reflux este :

$$R = 1{,}3 \cdot 1{,}13 + 0{,}3 = 1{,}77.$$

Segmentul determinat de intersecţia cu ordonata a liniei de lucru la $R = 1{,}77$ este :

$$\overline{OC} = \frac{x_D}{R+1} = \frac{0{,}8}{1{,}77+1} = 0{,}289.$$

Din punctul C se duce linia de lucru AC (fig. 7-15) (în figură punctul x_W, aflat pe axa abscisei nu este fixat la scară). Se calculează debitele raportate la 1 kmol de distilat :

$$F = \frac{x_D + Rx_W}{x_F - x_W} = \frac{80 + 1{,}77 \cdot 0{,}1}{25 - 0{,}1} = 3{,}21$$

$$W = \frac{x_D + R \cdot x_F}{x_F - x_W} = \frac{80 + 1{,}77 \cdot 25}{24{,}9} = 4{,}98$$

$$V = R + 1 = 1{,}77 + 1 = 2{,}77.$$

Se verifică bilanţul de materiale :

$$F + V = 1 + W$$

$$3{,}21 + 2{,}77 = 1 + 4{,}98.$$

Debitul aburului introdus direct în blază se deduce din ecuaţia bilanţului termic al coloanei, avînd următoarea formă :

$$m'_{ab} \cdot i''_{ab} + m'_F \cdot c_F \cdot t_F = Q_{cond} + m'_D \cdot c_D \cdot t_D + m'_W \cdot c_W \cdot t_W + Q_p$$

în care, m'_{ab}, m'_F, m'_D, m'_W — debite de masă ale aburului, amestecului iniţial, distilatului şi reziduului, kg/s ;

$$m'_W = m'_{ab} + m'_F - m'_D$$

c_F, c_D, c_W — căldurile specifice corespunzătoare, J/kg·grd ;
t_F, t_D, t_W — temperaturile, °C ;
i''_{ab} — entalpia aburului, j/kg ;
Q_{cond} — căldura cedată apei de răcire în condensator, W ; (ecuaţia 7-15);
Q_p — pierderile de căldură în mediul înconjurător, W.

Exemplul 7-17. Într-o coloană de rectificare cu talere, în care se introduce pentru separare un amestec lichid, conţinînd 51,5% mol component uşor volatil, se cere să se obţină un distilat cu concentraţia de 97,5% mol. Din date experimentale coeficientul de îmbogăţire al talerului, ε_0 [ecuaţia (7-21)] pentru amestecul dat, în intervalul de concentraţii 50—100% mol practic nu depinde de compoziţia lichidului şi pentru o viteză dată a vaporilor are valoarea 0,5 (aceeaşi pe toate talerele). Să se determine numărul necesar de talere în partea superioară a coloanei, în două moduri : a) prin numărul de trepte de variaţie a concentraţiei considerînd că eficacitatea medie ε[ecuaţia (7-19)] este aceeaşi ca şi eficacitatea individuală a talerelor ; b) prin construcţia directă a numărului de talere reale, considerînd $\varepsilon_0 = 0{,}5$ (metoda curbei cinetice).

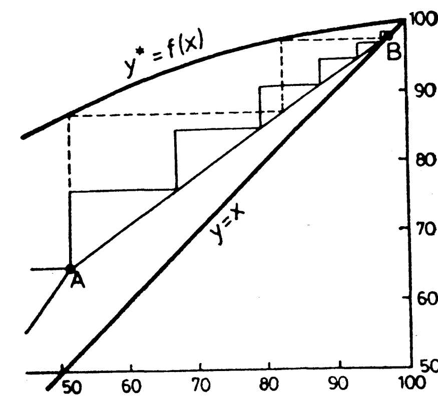


Fig. 7-16. Schiţa la exemplul 7-17.

Rezolvare. În figura 7-16 este reprezentată zona de vîrf a diagramei $y - x$. AB — linia de lucru a părţii superioare a coloanei ;

a) se determină numărul de trepte de variaţie a concentraţiei ; n_t, construite începînd din punctul A (punctat). Se obţin $n_t = 2$ talere, iar cu ecuaţia (7-19) se obţine : $n = \frac{n_t}{\varepsilon} = \frac{2}{0{,}5} = 4$ talere;

b) se construieşte începînd din acelaşi punct A linia în trepte corespunzînd talerelor reale, pentru care $\varepsilon_0 = 0{,}5$ adică împărţim în două segmentul vertical între curba de echilibru şi liniile de lucru. În acest mod se obţine $n = 6$.

Rezultatele obţinute pe cele două căi nu sînt identice. Cea de a doua metodă dă rezultate mai exacte.

7.3. PROBLEME

7-1. Crezolul ($CH_3C_6H_4OH$) se supune distilării cu vapori de apă, a) la presiune atmosferică, b) la presiune de 300 mm Hg. Să se determine : temperatura de distilare ; compoziţia în fracţie de masă a amestecului obţinut ; procentul volumetric al crezolului în vapori şi presiunea sa parţială. Se consideră $\varphi = 0{,}8$. Presiunea vaporilor saturanţi ai crezolului — vezi figura XIV (m-crezol).

7-2. Glicerina se purifică prin distilare cu abur supraîncălzit la temperatura de 230°C sub un vid de 590 mm Hg. Gradul de saturare al vaporilor de apă cu glicerină este 0,75. Să se determine debitul de abur care iese împreună cu o tonă de glicerină. Amestecul iniţial se introduce la temperatura de fierbere. Aparatul este prevăzut cu încălzire exterioară. Care este compoziţia amestecului de vapori, dacă se modifică vidul la 620 mm Hg. Temperatura de fierbere a glicerinei pure la 760 mm Hg este de 290°C iar la presiunea de 50 mm Hg este de 205°C. Se utilizează regula liniarităţii. Ca lichid standard se ia apa (tab. XXXVIII).

7-3. Amestecul de benzen şi toluen fierbe la temperatura de 95°C sub presiunea de 760 mm Hg. La 95°C presiunea vaporilor saturanţi ai benzenului $P_B = 1\,167$ mm Hg ; presiunea vaporilor saturanţi ai toluenului $P_T = 480$ mm Hg. Să se calculeze compoziţia care fierbe, considerînd că amestecul urmează legea lui Raoult.

Dacă lichidul ar conţine de două ori mai puţin toluen, la ce presiune va fierbe la aceeaşi temperatură ?

7-4. Să se calculeze compoziţiile la echilibru ale lichidului şi vaporilor, pentru amestecul alcool metilic-apă la temperatura de 50°C : a) la presiunea de 300 mm Hg, b) la presiunea de 500 mm Hg considerînd că amestecul urmează legea lui Raoult.

Să se explice rezultatul obţinut pentru cazul b).

7-5. Să se construiască curba de echilibru $y^* - x$, la presiunea totală de 2 ata pentru amestecul de hexan—heptan, considerînd că se aplică legea lui Raoult. Presiunea vaporilor saturanţi ai componenţilor puri se va lua din nomogramă (fig. XIV).

7-6. Să se determine compoziţia vaporilor în echilibru cu amestecul lichid ce conţine 10% mol apă, 50% mol acid acetic şi 40% mol acetonă, la $t = 80°C$, considerînd că amestecul urmează legea lui Raoult.

7-7. 1 000 kg amestec binar de benzen—toluen conţinînd 30% masă benzen se supun distilării simple la presiunea atmosferică. Să se determine cantitatea şi compoziţia distilatului, dacă conţinutul de benzen în reziduul din blază este de 18% masă. Se utilizează datele din tabelul 7-1.

7-8. 2 600 kg amestec de acid acetic şi apă se supune distilării simple la presiunea atmosferică. Amestecul iniţial conţine 10% mol acid acetic iar reziduul 50% mol acid acetic. Să se determine masa reziduului şi distilatului şi compoziţia distilatului. Datele asupra compoziţiilor la echilibru se iau din tabela XLVII.

7-9. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă se introduce un lichid cu un conţinut de 24% mol component uşor volatil. Concentraţia distilatului este de 95% mol, iar a reziduului din blază, 3% mol component uşor volatil. În deflegmator se introduc 850 kmol/oră vapori iar în coloană se reintroduc din deflegmator 670 kmol/oră reflux. Care este cantitatea de reziduu obţinut în blază?

7-10. Să se determine pe cale analitică abscisa punctului de intersecţie a liniilor de lucru a coloanei de rectificare între ele şi cu diagonala diagramei $x - y$.

7-11. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă, distilă un amestec de alcool etilic—apă. Ecuaţia liniei de lucru pentru partea inferioară a coloanei este, $y = 1{,}28x - 0{,}0143$. Să se determine conţinutul de alcool în reziduul extras din blază, exprimat în procente masă. Coloana este încălzită cu abur indirect.

7-12. O coloană de rectificare cu funcţionare continuă prelucrează un amestec de benzen şi cloroform. La rectificare se obţine un distilat care conţine 95% masă component uşor volatil. Lichidul de alimentare conţine 40% masă din acelaşi component. Să se determine tangenta unghiului de înclinare a liniei de operare pentru partea superioară a coloanei, dacă se lucrează cu un raport de reflux de două ori mai mare decît cel minim necesar. Datele asupra compoziţiilor la echilibru sînt prezentate în tabela XLVII.

7-13. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă distilă la presiunea atmosferică, 340 kmol/oră amestec apă—acid acetic. Ordonata punctului de intersecţie a liniilor de operare este 0,48. Ecuaţia liniei de operare pentru partea superioară a coloanei este $y = 0{,}84x + 0{,}15$. Cantitatea de vapori care intră în deflegmator este de 550 kmol/oră. Să se determine cantitatea de reziduu din blază (în kg/oră) şi concentraţia acidului acetic în reziduu, exprimată în procente masă.

7-14. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă se introduc 1 000 kmol/oră amestec, conţinînd 30% mol pentan şi 70% mol hexan. Produsul de vîrf conţine 95% mol pentan, iar cel de la bază 90% hexan. Să se determine cantitatea de produs de vîrf şi de bază, în kg/oră şi de asemenea, cantitatea de vapori care se condensează în deflegmator, dacă panta liniei de lucru pentru zona de concentrare a coloanei este egală cu 0,75.

7-15. Într-o coloană de rectificare rezultă 1 100 kg/oră distilat, care conţine 98,5% masă component uşor volatil şi 3 650 kg/oră reziduu cu un conţinut de 96,6% masă component greu voltabil. Raportul de reflux este 2,94. Să se determine: a) conţinutul în component uşor volatil al lichidului de alimentare (% masă); b) cantitatea de vapori, (în kg/oră) care trec din coloană în deflegmator.

7-16. Pe unul din talerele din zona de concentrare a unei coloane de rectificare, fierbe un amestec de azot şi oxigen. Concentraţia azotului în lichidul care curge de pe acest taler este 50% mol. Să se calculeze compoziţia lichidului care curge de sus pe talerul respectiv, dacă o treaptă de variaţie a concentraţiei corespunde la un taler. Raportul de reflux este 2,3. Produsul de vîrf se consideră azot pur. Datele asupra compoziţiilor de echilibru sînt prezentate în tabela XLVII.

7-17. Pe unul din talerele părţii superioare a unei coloane de rectificare a unui amestec bicomponent se află un lichid, conţinînd 65% mol component uşor volatil. Coloana lucrează cu un raport de reflux $R = 2{,}5$. Distilatul conţine 98% mol component uşor volatil.

Să se determine compoziţia vaporilor care vin şi pleacă de pe talerul respectiv, dacă coeficientul de îmbogăţire $\varepsilon_0 = 0{,}75$ amestecul urmează legea lui Raoult, iar coeficientul volatilităţii relative, $\alpha = 2{,}5$. Lichidul se amestecă total, pe taler.

7-18. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă $x_D = 90\%$ mol, $x_F = 30\%$ mol, $x_W = 3\%$ mol, $R = 8$. Să se determine compoziţia vaporilor care vin pe talerul, pe care lichidul conţine: a) 75% şi b) 15% mol component uşor volatil.

7-19. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă se obţin 200 kg/oră acid acetic cu concentraţie de 70% mol.

Se prelucrează un amestec de acid acetic şi apă, care se introduce în coloană la temperatura de fierbere. Conţinutul de acid acetic în amestecul iniţial este de 31% mol. La vîrful coloanei distilă apă cu un conţinut de 8% mol acid acetic. Presiunea în coloană este cea atmosferică. Să se determine numărul treptelor de variaţie a concentraţiei la un raport de reflux egal cu 4. Să se determine de asemenea, consumul de abur de încălzire ($p = 4$ ata) introdus în blaza coloanei, dacă acesta conţine 5% umiditate. Datele asupra compoziţiei de echilibru sînt prezentate în tabela XLVII.

7-20. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă se introduce 5 000 kg/oră amestec ce conţine 29% masă alcool metilic şi 71% masă apă. Ecuaţia liniei de lucru a părţii superioare (de concentrare) a coloanei este: $y = 0{,}73x + 0{,}264$. Reziduul extras din blază se obţine în cantitate de 3 800 kg/oră.

Să se determine: a) % masă de alcool metilic în reziduul din blază; b) cantitatea de vapori (kg/oră), care trec din coloană în deflegmator; c) consumul de apă în deflegmator dacă acesta se încălzeşte cu 12°C.

7-21. Ecuaţiile liniilor de operare ale unei coloane de rectificare pentru separarea unui amestec de benzen şi toluen, la presiunea atmosferică sînt:

$$y = 0{,}723x + 0{,}263$$

$$y = 1{,}25x - 0{,}018$$

În coloană se introduc 75 kmol/oră amestec, la temperatura de fierbere. Aburul de încălzire din blaza coloanei are o suprapresiune de 3 at. Să se determine suprafaţa de încălzire necesară în blaza coloanei şi consumul de abur cu un conţinut de 5% umiditate. Coeficientul total de transmitere a căldurii $K = 580\ W/m^2 \cdot K$. Se neglijează pierderile de căldură. Temperatura de fierbere a lichidului din blază se consideră ca şi pentru toluenul pur.

7-22. Într-o coloană cu funcţionare continuă se introduce un amestec de alcool etilic şi apă, conţinînd 10% masă alcool. Să se determine consumul de căldură în blaza coloanei şi cantitatea de căldură cedată în deflegmator pentru 1 kg de distilat care conţine 94% masă alcool, dacă reziduul din blază practic nu mai conţine alcool. Amestecul iniţial se introduce în coloană la temperatura de 70°C. Zona de concentrare a coloanei lucrează la un raport de reflux, $R = 4$. Pierderile de căldură se neglijează. Încălzirea blazei se realizează cu abur indirect.

7-23. Productivitatea unei coloane de rectificare pentru separarea unui amestec de alcool metilic—apă este de 1 500 kg/oră distilat. Coloana lucrează la presiunea atmosferică. Suprafaţa de transfer de căldură a deflegmatorului este de 60 m²; coeficientul total de transmitere a căldurii, $K = 810\ W/m^2 \cdot K$. Să se calculeze raportul de reflux şi debitul apei de răcire în deflegmator, dacă aceasta se încălzeşte de la 15 la 35°C.

7-24. Să se determine suprafaţa necesară şi consumul de apă în deflegmatorul unei coloane de rectificare pentru separarea unui amestec de benzen—toluen, în următoarele condiţii: cantitatea de produs de vîrf 600 kg/oră; raportul de reflux $R = 3{,}75$; temperatura iniţială şi finală a apei de răcire 20°C respectiv 45°C; coeficientul total de transmitere a căldurii, $K = 700\ W/m^2 \cdot K$. Se consideră că produsul de vîrf este benzen pur. Coloana lucrează la presiunea atmosferică.

7-25. Să se determine numărul de talere necesar într-o coloană de rectificare cu funcţionare periodică pentru distilarea unui amestec cloroform—benzen, la presiunea atmosferică. Amestecul iniţial conţine 38% mol cloroform, distilatul trebuie să conţină 97% mol cloroform, iar reziduul din blază, după distilare, 10% mol cloroform. Coeficientul de exces al refluxului este 2. Datele asupra echilibrului lichid—vapori sînt prezentate în tabela XLVII. Unei trepte de variaţie a concentraţiei îi corespund 1,4 talere.

7-26. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă se separă 5 000 kg/oră amestec alcool metilic—apă. Materia primă conţine 20% masă alcool metilic, iar produsul de vîrf 90% masă alcool metilic. Coeficientul de exces al refluxului este 1,8. Consumul de apă în deflegmator este de 40 m³/oră, apa încălzindu-se de la 20°C la 40°C. Să se calculeze cantitatea de alcool metilic care se evacuează cu reziduul din blază.

7-27. Pentru încălzirea blazei unei coloane de rectificare, în care se introduc pentru separare 6 t/oră amestec benzen—toluen există disponibil abur cu presiunea de 1 ata. Concentraţia amestecului iniţial este de 32% benzen. Concentraţia impusă a distilatului este de 97% benzen, iar reziduului din blază, 95% toluen. Concentraţiile sînt exprimate în procente

masă. Să se determine: a) debitele de masă ale distilatului şi reziduului; b) presiunea în coloană; c) numărul necesar de talere, la un raport de reflux egal cu 3,1 şi eficacitate medie a talerelor $\varepsilon = 0{,}71$; d) consumul de abur de încălzire şi consumul de apă de răcire în deflegmator, dacă apa se încălzeşte cu 15 grade. Umiditatea aburului de încălzire este de 5%.

Amestecul urmează legea lui Raoult. Pierderile de căldură se consideră 3% din consumul total de căldură. Materia primă se alimentează la punctul de fierbere. Diferenţa de temperatură în blaza coloanei se consideră 10 grade.

7.4. EXEMPLU DE CALCUL AL UNEI COLOANE DE RECTIFICARE CU TALERE

Să se calculeze o coloană de rectificare cu funcţionare continuă cu talere cu sită pentru separarea la presiunea atmosferică a 10 t/oră amestec, conţinînd 50% masă benzen şi 50% masă toluen. Conţinutul de benzen în distilat trebuie să fie de 96% masă, iar conţinutul de toluen în reziduul extras din blază, 98% masă. Amestecul iniţial se introduce în coloană preîncălzit la temperatura de fierbere. Aburul de încălzire are o suprapresiune de 3 at.

Schema instalaţiei de rectificare este prezentată în figura 7-17.

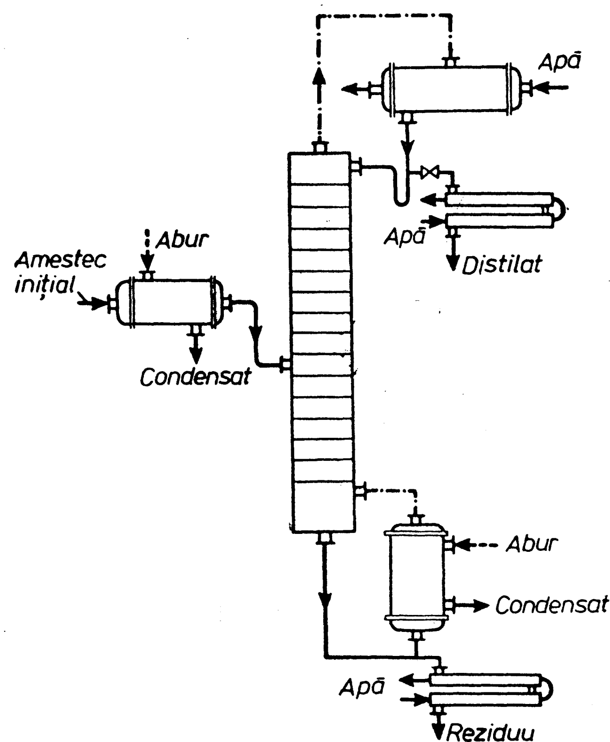


Fig. 7-17. Schema instalaţiei de rectificare.

I. **Bilanţul de materiale**

Se notează cu m_D, kg/oră, debitul de distilat şi cu m_W, kg/oră, debitul de reziduu.

Din ecuaţiile bilanţului de materiale (7-4) şi (7-5):

$$m_D + m_W = 10\,000$$

$$m_D \cdot 0{,}96 + m_W \cdot 0{,}02 = 10\,000 \cdot 0{,}5$$

rezultă, $m_D = 5\,110$ kg/oră şi $m_W = 4\,890$ kg/oră.

Pentru calculele ulterioare se exprimă concentraţiile materiei prime, distilatului şi reziduului în fracţii molare.

Alimentare:

$$x_F = \frac{\frac{\bar{x}_F}{M_B}}{\frac{\bar{x}_F}{M_B} + \frac{100 - \bar{x}_F}{M_T}} = \frac{\frac{50}{78}}{\frac{50}{78} + \frac{50}{92}} = 0{,}542$$

Distilat:

$$x_D = \frac{\frac{\bar{x}_D}{M_B}}{\frac{\bar{x}_D}{M_B} + \frac{100 - \bar{x}_D}{M_T}} = \frac{\frac{96}{78}}{\frac{96}{78} + \frac{4}{92}} = 0{,}965$$

Reziduu:

$$x_W = \frac{\frac{\bar{x}_W}{M_B}}{\frac{\bar{x}_W}{M_B} + \frac{100 - \bar{x}_W}{M_T}} = \frac{\frac{2}{78}}{\frac{2}{78} + \frac{98}{92}} = 0{,}023$$

Raportul molar de alimentare:

$$F = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0{,}965 - 0{,}023}{0{,}542 - 0{,}023} = 1{,}82.$$

Curba de echilibru pentru amestecul considerat este prezentată în figura 7-7*.

Se calculează R_{min} cu ecuaţia (7-10):

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0{,}965 - 0{,}74}{0{,}74 - 0{,}542} = 1{,}135$$

unde, $y_F^* = 0{,}74$ — fracţia molară a benzenului în vaporii în echilibru cu lichidul de alimentare, determinată din graficul $y^* - x$.

* În calculele tehnice se utilizează obişnuit datele experimentale asupra echilibrului de fază [6-5]. În acest exemplu se utilizează datele asupra echilibrului de fază, calculate pe baza aplicării legii lui Raoult, care pentru sistemul benzen—toluen sînt apropiate de datele experimentale.

Raportul real de reflux se calculează cu relaţia (7-12):

$$R = 1{,}3R_{min} + 0{,}3 = 1{,}3 \cdot 1{,}135 + 0{,}3 = 1{,}78.$$

Ecuaţiile liniilor de lucru:
a) partea superioară (de concentrare), a coloanei:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{1{,}78}{2{,}78}x + \frac{0{,}965}{2{,}78}$$

$$y = 0{,}64x + 0{,}347;$$

b) partea inferioară (de epuizare) a coloanei:

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}x = \frac{1{,}78+1{,}82}{2{,}78}x - \frac{1{,}82-1}{2{,}78}0{,}023$$

$$y = 1{,}3x - 0{,}0068.$$

II. Calculul vitezei vaporilor şi a diametrului coloanei

Concentraţia medie a lichidului:
a) în zona de concentrare:

$$x'_{med} = \frac{x_F + x_D}{2} = \frac{0{,}542 + 0{,}965}{2} = 0{,}754;$$

b) în zona de epuizare:

$$x''_{med} = \frac{x_F + x_W}{2} = \frac{0{,}542 + 0{,}023}{2} = 0{,}283.$$

Concentraţia medie a vaporilor se calculează din ecuaţiile liniilor de lucru:
a) în zona de concentrare:

$$y'_{med} = 0{,}64 \cdot x'_{med} + 0{,}347 = 0{,}64 \cdot 0{,}754 + 0{,}347 = 0{,}829;$$

b) în zona de epuizare:

$$y''_{med} = 1{,}3 \cdot x''_{med} - 0{,}0068 = 1{,}3 \cdot 0{,}283 - 0{,}0068 = 0{,}361.$$

Temperatura medie a vaporilor se determină din diagrama $t - x,y$ (fig. 7-6).
a) pentru $y'_{med} = 0{,}829$ $t'_{med} = 88°C$;
b) pentru $y''_{med} = 0{,}361$ $t''_{med} = 103°C$.
Masa molară medie şi densitatea vaporilor:
a) $M'_{med} = 0{,}829 \cdot 78 + 0{,}171 \cdot 92 = 80{,}3$ kg/kmol

$$\rho'_{med} = \frac{M'_{med} \cdot T_0}{22{,}4 \cdot T'_{med}} = \frac{80{,}3 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 361} = 2{,}71 \text{ kg/m}^3;$$

b) $M''_{med} = 0{,}261 \cdot 78 + 0{,}639 \cdot 92 = 87$ kg/kmol

$$\rho''_{med} = \frac{M''_{med} \cdot T_0}{22{,}4 \cdot T''_{med}} = \frac{87 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 376} = 2{,}82 \text{ kg/m}^3.$$

Densitatea medie a vaporilor în coloană:

$$\rho_{vap} = \frac{\rho'_{med} + \rho''_{med}}{2} = \frac{2{,}71 + 2{,}82}{2} = 2{,}77 \text{ kg/m}^3.$$

Densităţile benzenului şi toluenului în stare lichidă sînt apropiate. Temperatura la vîrful coloanei la $y_D = 0{,}965$ este de 82°C, iar în blază, la $x_W = 0{,}023$ este 109°C (fig. 7-6).

Densitatea benzenului lichid la 82°C $\rho_B = 813$ kg/m³, iar a toluenului la 109°C, $\rho_T = 783$ kg/m³ [4-13].

Se consideră densitatea medie a lichidului în coloană:

$$\rho_{lic} = \frac{813 + 783}{2} \approx 800 \text{ kg/m}^3.$$

Viteza vaporilor în coloană se calculează cu ecuaţia (7-17). Pe baza datelor, din catalogul „Aparate de tip coloană" se consideră distanţa între talere $h = 300$ mm. În cazul talerelor cu sită după graficul din figura 7-2, se ia valoarea $C = 0{,}032$.

Viteza vaporilor în coloană, după ecuaţia (7-17, *a*) este:

$$w = C\sqrt{\frac{\rho_{lic}}{\rho_{vap}}} = 0{,}032\sqrt{\frac{800}{2{,}77}} = 0{,}54 \text{ m/s}.$$

Debitul volumic al vaporilor care trec prin coloană la temperatura medie în coloană $t_{med} = \frac{88 + 103}{2} \approx 96°C$, este:

$$V = \frac{m_D(R+1) \cdot 22{,}4 \cdot T_{med}}{M_D \cdot T_0 \cdot 3\,600} = \frac{5\,110(1{,}78 + 1)22{,}4 \cdot 369}{78{,}5 \cdot 273 \cdot 3\,600} 1{,}52 \text{ m}^3/\text{s}$$

unde M_D este masa molară a distilatului egală cu,

$$M_D = 0{,}965 \cdot 78 + 0{,}035 \cdot 92 = 78{,}5 \text{ kg/kmol}.$$

Diametrul coloanei:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0{,}785 \cdot w}} = \sqrt{\frac{1{,}52}{0{,}785 \cdot 0{,}54}} = 1{,}89 \text{ m}.$$

După catalogul „Aparate de tip coloană" se consideră $D = 1\,800$ mm. În acest caz, viteza vaporilor în coloană va fi:

$$w = \frac{V}{0{,}785 \cdot D^2} = \frac{1{,}52}{0{,}785 \cdot 1{,}8^2} = 0{,}6 \text{ m/s}.$$

III. Calculul hidraulic al talerelor

Se consideră următoarele dimensiuni ale talerelor cu sită: diametrul orificiilor sitei $d_0 = 4$ mm, înălţimea pragului deversorului $h_p = 40$ mm. Secţiunea liberă a talerului (suma secţiunilor orificiilor) se consideră 8% din suprafaţa totală a talerului. Suprafaţa ocupată de cele două segmente care formează deversorul reprezintă 20% din suprafaţa totală a talerului.

Se calculează rezistenţa hidraulică a talerelor în partea superioară şi inferioară a coloanei, cu ecuaţia (1-60) :

$$\Delta p = \Delta p_u + \Delta p_\sigma + \Delta p_{v\cdot l}$$

a) partea superioară a coloanei.

Rezistenţa hidraulică a talerului uscat :

$$\Delta p_u = \zeta \frac{w_0^2 \cdot \rho_{vap}}{2} = \frac{1{,}82 \cdot 7{,}5^2 \cdot 2{,}71}{2} = 138 \text{ Pa (N/m}^2)$$

unde, $\zeta = 1{,}82$ — coeficient de rezistenţă a talerelor cu site uscate, cu secţiunea liberă a orificiilor 7—10% ;

$w_0 = \frac{0{,}6}{0{,}08} = 7{,}5$ m/s — viteza vaporilor în orificiile talerului.

Rezistenţa hidraulică datorită tensiunii superficiale :

$$\Delta p_\sigma = \frac{4\sigma}{d_0} = \frac{4 \cdot 120{,}5 \cdot 10^{-3}}{0{,}004} = 20{,}5 \text{ Pa (N/m}^2)$$

unde, $\sigma = 20{,}5 \cdot 10^{-3}$ N/m — tensiunea superficială a lichidului la temperatura medie în partea superioară a coloanei, 88°C [4-13]. (Benzenul şi toluenul au practic aceeaşi tensiune superficială.)

$d_0 = 0{,}004$ m — diametrul orificiilor talerului.

Rezistenţa stratului de emulsie lichid-vapori pe taler :

$$\Delta p_{v\cdot l} = 1{,}3 \cdot h_{v\cdot l} \cdot \rho_{v\cdot l} \cdot g \cdot k.$$

Înălţimea stratului de emulsie lichid-vapori (fig. 7-18) :

$$h_{v\cdot l} = h_v + \Delta h.$$

Valoarea Δh — înălţimea stratului de lichid deasupra pragului de deversare se calculează cu formula :

$$\Delta h = \left(\frac{V_{lic}}{1{,}85\ P \cdot k}\right)^{2/3}$$

unde, V_{lic} este debitul volumic de lichid, m³/s ;

P — perimetrul deversorului, m ;

$k = \frac{\rho_{v\cdot l}}{\rho_l}$ — raportul dintre densitatea stratului de emulsie lichid-vapori şi densitatea lichidului, considerată aproximativ egală cu 0,5.

Debitul volumic de lichid în partea superioară a coloanei este :

$$V_{lic} = \frac{m_D \cdot R \cdot M_{med}}{M_D \cdot \rho_{lic}} = \frac{5\,110 \cdot 1{,}78 \cdot 81{,}4}{78{,}5 \cdot 800 \cdot 3\,600} = 0{,}00328 \text{ m}^3/\text{s}$$

unde, $M_{med} = 0{,}754 \cdot 78 + 0{,}246 \cdot 92 = 81{,}4$ — masa molară medie a lichidului, kg/kmol.

Perimetrul deversorului P (fig. 7-18) se deduce rezolvînd următorul sistem de ecuaţii :

$$\left(\frac{P}{2}\right)^2 + (R - b)^2 = R^2$$

$$0{,}1 \cdot \pi \cdot R^2 = \frac{2}{3} P \cdot b$$

unde, $R = 0{,}9$ m — raza talerului ;

$\frac{2}{3} P \cdot b$ — valoarea aproximativă a secţiunii segmentului*.

Prin rezolvare rezultă :

$$P = 1{,}32 \text{ m} ; \ b = 0{,}289 \text{ m}.$$

Se află Δh :

$$\Delta h = \left(\frac{0{,}00328}{1{,}85 \cdot 1{,}32 \cdot 0{,}5}\right)^{2/3} = 0{,}0193 \text{ m}.$$

Înălţimea stratului de emulsie lichid-vapori pe taler este :

$$h_{v\cdot l} = h_v + \Delta h = 0{,}04 + 0{,}0193 = 0{,}0593 \text{ m}.$$

Rezistenţa hidraulică a stratului :

$$\Delta p_{v\cdot l} = 1{,}3 h_{v\cdot l} \cdot k \cdot \rho_{l\cdot g} = 1{,}3 \cdot 0{,}0593 \cdot 0{,}5 \cdot 800 \cdot 9{,}81 = 302 \text{ N/m}^2 \text{ (Pa)}.$$

Rezistenţa hidraulică totală a talelor pentru partea superioară a coloanei este :

$$\Delta p' = \Delta p_u + \Delta p_\sigma + \Delta p_{v\cdot l} = 138 + 20{,}5 + 302 = 461 \text{ N/m}^2 \text{ (Pa)}$$

b) partea inferioară a coloanei :

$$\Delta p_u = \frac{1{,}82 \cdot 7{,}5^2 \cdot 2{,}82}{2} = 144 \text{ N/m}^2 \text{ (Pa)}$$

$$\Delta p_\sigma = \frac{4 \cdot 18{,}8 \cdot 10^{-3}}{0{,}004} = 18{,}8 \text{ N/m}^2 \text{ (Pa)}$$

unde, $18{,}8 \cdot 10^{-3}$ N/m este tensiunea superficială a lichidului la $t_{med} = 103$°C

$$V_l = \left(\frac{m_D \cdot R}{M_D} + \frac{m_F}{M_F}\right)\frac{M_{med}}{\rho_l} = \left(\frac{5\,110 \cdot 1{,}78}{78{,}5} + \frac{10\,000}{84{,}4}\right) \cdot \frac{88}{3\,600 \cdot 800} = 0{,}00717 \text{ m}^3/\text{s}$$

unde, $M_F = 0{,}542 \cdot 78 + 0{,}458 \cdot 92 = 84{,}4$ kg/kmol

$M_{med} = 0{,}283 \cdot 78 + 0{,}717 \cdot 92 = 88$ kg/kmol

$$\Delta h = \left(\frac{0{,}00717}{1{,}85 \cdot 1{,}32 \cdot 0{,}5}\right)^{2/3} = 0{,}0325 \text{ m}$$

$$h_{v\cdot l} = 0{,}04 + 0{,}0325 = 0{,}0725 \text{ m}$$

$$\Delta p_{v\cdot l} = 1{,}3 \cdot 0{,}0725 \cdot 0{,}5 \cdot 800 \cdot 9{,}81 = 369 \text{ N/m}^2 \text{ (Pa)}.$$

* **Vigodskii M. Ia. Îndrumător de matematici elementare. M., „Nauka", 1973.**

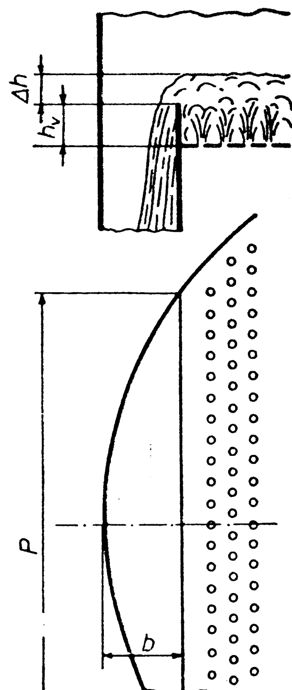


Fig. 7-18. Schema talerului cu sită.

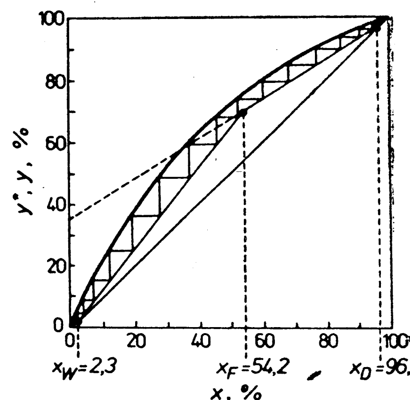


Fig. 7-19. Determinarea numărului de trepte de variaţie a concentraţiei.

Rezistenţa hidraulică totală a talerelor pentru partea inferioară a coloanei este :

$$\Delta p'' = 144 + 18{,}8 + 369 = 532 \text{ N/m}^2 \text{ (Pa)}.$$

Se verifică, dacă la distanţa între talere, $h = 0{,}3$ m există următoarea condiţie, necesară pentru funcţionare normală a talerelor :

$$h > 1{,}8 \frac{\Delta p}{\rho_l \cdot g}$$

Pentru talerele părţii inferioare a coloanei unde rezistenţa hidraulică Δp este mai mare decît în cazul talerelor părţii superioare,

$$\frac{1{,}8 \cdot \Delta p''}{\rho_l \cdot g} = \frac{1{,}8 \cdot 532}{800 \cdot 9{,}81} = 0{,}122 \text{ m}.$$

Prin urmare, condiţia impusă mai sus se verifică.

Se verifică dacă talerul lucrează echilibrat, respectiv se calculează viteza minimă a vaporilor în orificii $w_{o \cdot min}$, suficientă ca talerele cu sită să funcţioneze cu toate orificiile [0-4] :

$$w_{o \cdot min} = 0{,}67 \sqrt{\frac{g \cdot \rho_l \cdot h_{v \cdot l}}{\zeta \cdot \rho_v}} = 0{,}67 \sqrt{\frac{9{,}81 \cdot 800 \cdot 0{,}0725}{1{,}82 \cdot 2{,}82}} = 7{,}05 \text{ m/s}.$$

Viteza calculată a vaporilor $w_{o \cdot min}$ este mai mică decît $w_o = 7{,}5$ m/s, prin urmare talerele funcţionează cu toate orificiile.

IV. Determinarea numărului de talere şi a înălţimii coloanei

Se trasează în diagrama $y-x$ liniile de lucru pentru partea superioară şi inferioară a coloanei (fig. 7-19) şi se determină numărul de trepte de variaţie a concentraţiei n_t. Pentru partea superioară a coloanei $n_t' \approx 7$, pentru partea inferioară $n_t'' \approx 8$, în totală 15 trepte.

Numărul de talere se calculează cu relaţia (7-19) :

$$n = \frac{n_t}{\varepsilon_l}$$

Pentru determinarea eficacităţii medii a talerelor ε_l se calculează coeficientul volatilităţii relative a componentelor de separat, $\alpha = P_B/P_T$ şi coeficientul viscozităţii dinamice a amestecului η în condiţiile temperaturii medii în coloană egală cu 96°C.

La această temperatură presiunile vaporilor saturanţi ai benzenului $P_B = 1\,204$ mm Hg, ai toluenului $P_T = 492{,}5$ mm Hg (tab. 7-1), rezultînd, $\alpha = 1\,204/492{,}5 = 2{,}45$.

Coeficientul viscozităţii dinamice a benzenului la 96°C este 0,27 cP, ai toluenului 0,29 cP. Se consideră coeficientul viscozităţii dinamice a amestecului iniţial $\eta = 0{,}28$ cP $= 0{,}28 \cdot 10^{-3} \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2}$ (Pa·s).

Rezultă :

$$\alpha \cdot \eta = 2{,}45 \cdot 0{,}28 = 0{,}685.$$

Din grafic (fig. 7-4) se obţine $\varepsilon = 0{,}53$. Lungimea drumului parcurs de lichid pe taler (fig. 7-18) :

$$l = D - 2b = 1{,}8 - 2 \cdot 0{,}289 = 1{,}22 \text{ m}.$$

Din grafic (fig. 7-5) se determină valoarea corecţiei $\Delta = 0{,}105$. Eficacitatea medie a talerelor după ecuaţia (7-20) este :

$$\varepsilon_l = \varepsilon(1 + \Delta) = 0{,}53(1 + 0{,}105) = 0{,}59.$$

Pentru comparare se calculează eficacitatea medie a talerelor ε_0 cu formula criterială rezultată prin prelucrarea statistică a unui număr mare de rezultate experimentale obţinute în cazul coloanelor cu talere cu clopote şi cu sită* :

$$\varepsilon_0 = 0{,}068 \cdot K_1^{0,1} \cdot K_2^{0,115}$$

În această relaţie, rapoartele nedimensionale :

$$K_l = \frac{\text{Re}_v}{A_{llb}} \text{Pr}_l' \cdot \frac{\eta_v}{\eta_l} = \frac{w \cdot h_v \cdot \rho_v}{A_{llb} \cdot \eta_v} \cdot \frac{\eta_l}{\rho_l \cdot D_l} \cdot \frac{\eta_v}{\eta_l} = \frac{w \cdot h_v \cdot \rho_v}{A_{llb} \cdot \rho_l \cdot D_l}$$

$$K_2 = \frac{\text{Re}_v}{We} \text{Pr}_l' \frac{\nu_v}{\nu_l} = \frac{w \cdot h_v \cdot \sigma}{\nu_v \cdot \rho_l \cdot w^2} \cdot \frac{\nu_l \nu_v}{h_v \cdot D_l \cdot \nu_l} = \frac{\sigma}{w \rho_l \cdot D_l}$$

* Mac Farland S. A., Sigmund P. M., Van Winkle M. Hydrocarb. process. a. petrol. refiber, 1972, v. 51, Nr. 7, p. 111.

unde : w este viteza vaporilor în coloană, m/s ;
A_{lib} — aria relativă a secţiunii libere a talerelor ;
h_v — înălţimea pragului de deversare, m ;
ρ_v şi ρ_l — densitatea vaporilor şi a lichidului, kg/m^3 ;
D_l — coeficientul de difuziune al componentului uşor volatil în amestecul iniţial determinat cu relaţia (6-24), m^2/s ;
σ — tensiunea superficială a lichidului de alimentare, N/m.

Constantele fizico-chimice se iau la temperatura medie în coloană. În prealabil se calculează coeficientul de difuziune D_l

$$D_l = 7{,}4\cdot 10^{-12}\frac{(\beta M)^{0,5}T}{\eta_l\cdot v^{0,6}}$$

În cazul de faţă :

$$\beta = 1\ ;\ \eta_l = 0{,}28\ \text{cP} = 0{,}28\cdot 10^{-3}\ \frac{\text{N}\cdot\text{s}}{\text{m}^2}\ (\text{Pa}\cdot\text{s})$$

$$M = M_F = 84{,}4\ \text{kg/kmol}\ ;$$

$$v = 6\cdot 14{,}8 + 6\cdot 3{,}7 - 15 = 96\ ;$$

$$T = 96 + 273 = 369\ \text{K}.$$

Coeficientul de difuziune :

$$D_l = \frac{7{,}4\cdot 10^{-12}\cdot 84{,}4^{0,5}\cdot 369}{0{,}28\cdot 96^{0,6}} = 5{,}8\cdot 10^{-9}\ \text{m}^2/\text{s}.$$

Rapoartele nedimensionale :

$$K_1 = \frac{w\cdot h_v\cdot \rho_v}{A_{lib}\cdot \rho_l\cdot D_l} = \frac{0{,}6\cdot 0{,}04\cdot 2{,}77}{0{,}08\cdot 800\cdot 5{,}8\cdot 10^{-9}} = 1{,}79\cdot 10^5$$

$$K_2 = \frac{\sigma}{w\cdot \rho_l\cdot D_l} = \frac{19{,}7\cdot 10^{-3}}{0{,}6\cdot 800\cdot 5{,}8\cdot 10^{-9}} = 0{,}71\cdot 10^4$$

Eficacitatea medie a talerelor :

$$\varepsilon_0 = 0{,}068\cdot K_1^{0,1}\cdot K_2^{0,115} = 0{,}068(1{,}79\cdot 10^5)^{0,1}(0{,}71\cdot 10^4)^{0,115} = 0{,}63$$

ceea ce este apropiat de valoarea calculată anterior ε_l.

Numărul de talere :

în partea superioară a coloanei : $n' = \frac{n'_t}{\varepsilon_l} = \frac{7}{0{,}59} = 12$

în partea inferioară a coloanei : $n'' = \frac{n''_t}{\varepsilon_l} = \frac{8}{0{,}59} = 14$

Numărul total de talere $n = 26$, cu aproximaţie, $n = 30$ din care 14 sînt în partea superioară a coloanei şi 16 în partea inferioară.

Înălţimea părţii cu talere a coloanei :

$$H_t = (n - 1)h = (30 - 1)0{,}3 = 8{,}7\ \text{m}$$

Rezistenţa hidraulică totală a talerelor :

$$\Delta p = \Delta\cdot p'\cdot n_{sup} + \Delta p'' n_{inf} =$$
$$= 461\cdot 14 + 532\cdot 16 = 14\,950\ \text{N/m}^2\ (\text{Pa}) \approx 0{,}15\ \text{at}$$

V. Calculul termic al instalaţiei

Cantitatea de căldură preluată de apa de răcire în deflegmator-condensator se calculează cu relaţia (7-15) :

$$Q_{cond} = m_D(1 + R)\cdot r_D = \frac{5\,110}{3\,600}(1 + 1{,}78)\cdot 392\cdot 10^3 = 1\,550\,000\ \text{W}$$

în această relaţie,

$$r_D = \bar{x}_D\cdot r_B + (1 - \bar{x}_D)\cdot r_T = 0{,}96\cdot 392{,}4\cdot 10^3 + 0{,}04\cdot 377{,}8\cdot 10^3 =$$
$$= 392\cdot 10^3\ \text{J/kg}$$

unde : r_B şi r_T sînt căldurile de condensare ale benzenului şi toluenului la 82°C.

Consumul de căldură, preluată în blaza coloanei de la aburul de încălzire, se calculează cu relaţia (7-14) :

$$Q_{blaza} = Q_{cond} + m_D\cdot c_D\cdot t_D + m_W\cdot c_W\cdot t_W - m_F\cdot c_F\cdot t_F + Q_p =$$
$$= 1{,}03\Big(1\,550\,000 + \frac{5\,110}{3\,600}0{,}46\cdot 4\,190\cdot 82 + \frac{4\,890}{3\,600}0{,}45\cdot 4\,190\cdot 109 -$$
$$- \frac{10\,000}{3\,600}0{,}455\cdot 4\,190\cdot 91{,}5\Big) = 1\,615\,000\ \text{W}$$

Pierderile de căldură în mediul înconjurător, Q_p se apreciază în jur de 3% din consumul total de căldură : căldurile specifice se iau corespunzător, la $t_D = 82$°C, $t_W = 109$°C şi $t_F = 91{,}5$°C ; temperatura de fierbere a amestecului iniţial $t_F = 91{,}5$°C s-a determinat din figura 7-6.

Căldura necesară preîncălzirii amestecului iniţial :

$$Q = 1{,}05\ m_F\cdot c_F(t_F - t_{in}) =$$
$$= 1{,}05\frac{10\,000}{3\,600}0{,}425\cdot 4\,190(91{,}5 - 18) = 382\,000\ \text{W}$$

În acest caz, pierderile de căldură se iau în jur de 5% ; căldura specifică a amestecului iniţial, $c_F = (0{,}5\cdot 0{,}43 + 0{,}5\cdot 0{,}42)\cdot 4\,190$ J/kg·grd se ia la temperatura medie de $\frac{91{,}5 + 18}{2} = 55$°C.

Căldura preluată de apa de răcire în răcitorul de distilat :

$$Q = m_D\cdot c_D(t_D - t_{cond}) =$$
$$= \frac{5\,110}{3\,600}0{,}43\cdot 4\,190(82 - 25) = 145\,500\ \text{W}$$

unde, căldura specifică a distilatului $c_D = 0{,}43 \cdot 4\,190$ J/kg·grd se ia la temperatura medie de $\frac{82 + 25}{2} = 54°C$.

Căldura preluată de apa de răcire în răcitorul de reziduu :

$$Q = m_W \cdot c_W (t_W - t_{cond}) =$$

$$= \frac{4\,890}{3\,600}\, 0{,}425 \cdot 4\,190(109 - 25) = 203\,000 \text{ W}$$

unde, căldura specifică a reziduului din blază, $c_W = 0{,}425 \cdot 4\,190$ J/kg·grd se ia temperatura medie de $\frac{109 + 25}{2} = 67°C$.

Consumul de abur de încălzire avînd presiunea $p = 4$ ata şi umiditatea $x = 5\%$:

a) în blază — vaporizator

$$m_{abur} = \frac{Q_{blaza}}{r_{aburi}} = \frac{1\,615\,000}{2\,141 \cdot 10^3 \cdot 0{,}95} = 0{,}8 \text{ kg/s}$$

unde, $r_{abur} = 2\,141 \cdot 10^3$ J/kg·grd căldura de condensare a aburului de încălzire ;

b) în preîncălzitorul de materie primă :

$$m_{abur} = \frac{382\,000}{2\,141 \cdot 10^3 \cdot 0{,}95} = 0{,}19 \text{ kg/s}$$

În total : $0{,}8 + 0{,}19 = 0{,}99$ kg/s $= 3{,}6$ t/oră

Consumul de apă de răcire la încălzirea acestuia cu 20°C :

a) în deflegmator :

$$V_{apa} = \frac{Q_{cond}}{c_{apa}(t_{cont} - t_{in})\rho_{apa}} = \frac{1\,550\,000}{4\,190 \cdot 20 \cdot 1\,000} = 0{,}0185 \text{ m}^3\text{/s}$$

b) în răcitorul de distilat :

$$V_{apa} = \frac{145\,000}{4\,190 \cdot 20 \cdot 1\,000} = 0{,}00174 \text{ m}^3\text{/s}$$

c) în răcitorul de reziduu :

$$V_{apa} = \frac{203\,000}{4\,190 \cdot 20 \cdot 1\,000} = 0{,}00242 \text{ m}^3\text{/s}$$

În total $0{,}0227$ m³/s, sau 82 m³/oră.

8. EXTRACŢIA

8.1. VARIABILE DE BAZĂ ŞI FORMULE DE CALCUL

Extracţie se numeşte procesul de separare a unui sau a mai multor componenţi dintr-un material solid sau un amestec de lichide cu un solvent (agent de extracţie) selectiv pentru componenţii extraşi. Pentru separarea solventului de componentul extras se utilizează evaporarea sau rectificarea.

Utilizarea extracţiei cu lichid este determinată de : 1) dificultatea de a separa amestecul prin rectificare datorită formării amestecurilor azeotrope, volatilităţii mici sau a insuficienţei stabilităţii termice a componenţilor ; 2) economice de energie (căldură), dacă consumul pentru rectificarea amestecului iniţial ca urmare a apropierii temperaturilor de fierbere a componenţilor ce-l formează, a micilor concentraţii sau a altor cauze, este mai mare decît consumul necesar pentru extracţie şi distilarea solventului din produsele de separare.

Problemele de extracţie statică se rezolvă în majoritatea cazurilor pe cale grafică, cu ajutorul diagramelor triunghiulare sau rectangulare.

1. *Particularităţile diagramei triunghiulare*

a) vîrfurile triunghiului (fig. 8-1) corespund componenţilor puri A, B şi C, laturile triunghiului AB, BC şi AC — amestecurilor binare A şi B, B şi C, A şi C, punctele din interiorul triunghiului — sistemelor ternare (de exemplu, punctul g este figurativ, adică caracterizează următoarea compoziţie a amestecului : 70% masă A, 20% masă B şi 10% masă C);

b) segmentele Aa, Bb, Cc, duse din vîrfurile triunghiului, sînt locurile geometrice ale punctelor figurative ale amestecurilor,

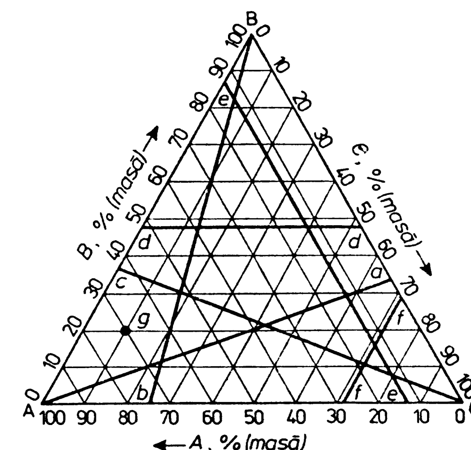


Fig. 8-1. Diagrama triunghiulară.

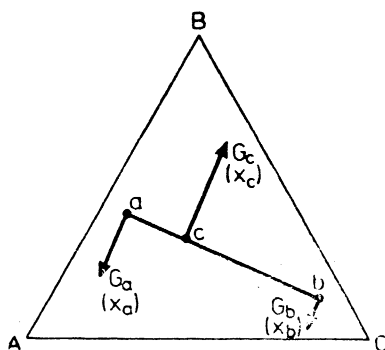


Fig. 8-2. Regula pîrghiei (sau a segmentelor inverse).

cu un raport constant al conţinutului celorlalţi doi componenţi $\frac{X_B}{X_C}$, $\frac{X_A}{X_C}$, $\frac{X_A}{X_B}$, corespunzător;

c) liniile *dd*, *ee*, *ff*, paralele cu laturile triunghiului *AC*, *BC*, *AB*, reprezintă locul geometric al punctelor figurative ale amestecurilor cu conţinut constant al componenţilor corespunzători *B*, *A*, *C*.

2. *Regula pîrghiei** (cazul particular al regulii centrului de greutate): la amestecarea a două soluţii, ale căror compoziţii sînt caracterizate pe diagramă prin două puncte oarecare *a* şi *b*, compoziţia comună a amestecului se exprimă prin punctul *c*, care se află pe dreapta *ab*, ce uneşte cele două puncte : segmentele *ac* şi *bc* sînt invers proporţionale cu cantităţile soluţiilor luate (fig. 8-2) :

$$G_a + G_b = G_c$$

însă

$$x_a + x_b \neq x_c$$

Atunci :

$$\left.\begin{aligned} G_a\overline{ac} &= G_b\overline{bc}\ ;\ \frac{G_a}{\overline{bc}} = \frac{G_b}{\overline{ac}} \\ G_a\overline{ac} &= G_b\overline{ab} \\ G_c\overline{bc} &= G_a\overline{ab}\ ;\ \frac{G_c}{\overline{ab}} = \frac{G_b}{\overline{ac}} = \frac{G_a}{\overline{bc}} \end{aligned}\right\} \qquad (8\text{-}1)$$

Aici :

G_a, G_b, G_c reprezintă masa componentelor amestecului *a*, *b* şi *c*, în kg ;
x_a, x_b, x_c — conţinutul oricărui component (*A*, *B* sau *C*) în amestecul *a*, *b* şi *c* în % masă.

Aceleaşi corelaţii sînt valabile şi la separarea fazelor *a* şi *b*.

3. *Amestecurile ternare tipice*, avînd importanţa practică cea mai mare, sînt prezentate în figurile 8-3 şi 8-4. Aici, vîrful triunghiului *A* corespunde dizolvantului primar (solid sau lichid), vîrful *B* — componentului extras (solid sau lichid), iar vîrful *C* — solventului secundar sau agentului de extracţie (lichid).

În figura 8-3 : linia *abcdK d'c'b'a'* se numeşte marginală (binodală) ; cîmpul dinăuntrul acestei curbe formează domeniul amestecurilor ce se stratifică în două faze corespunzătoare, a căror compoziţie se exprimă prin punctele de pe curbă ; cîmpul din exteriorul curbei este domeniul de miscibilitate al soluţiilor (omogene) ; punctul *K* este punctul critic ; partea stîngă a curbei binodale — ramura rafinatelor (restul de solvent primar după îndepărtarea

* Cunoscută şi sub numele de regula segmentelor inverse (Nota trad.).

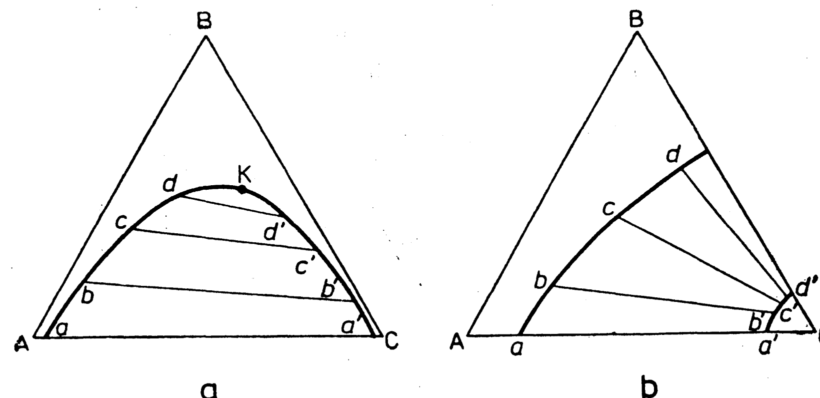


Fig. 8-3. Sistemul lichid-lichid cu una *(a)* şi două *(b)* perechi de componenţi parţial solubili unul într-altul (la t=const.).

din el a substanţei de extras) ; partea dreaptă a curbei binodale — ramura extractelor ; segmentele *bb'*, *cc'*, *dd'* care unesc punctele figurative ale fazelor corespunzătoare — coardele de echilibru (conode)*.

În figura 8-4 : linia *abcde* este curba binodală ; cîmpul din stînga — domeniul amestecurilor ternare eterogene ; cîmpul din dreapta — domeniul de stratificare ; latura *BC* a triunghiului caracterizează compoziţiile curentului superior (soluţia substanţei de extras în solventul primar) ; curba binodală caracterizează compoziţiile curentului inferior (amestec eterogen de substanţă solidă nedizolvată, component de extras şi solvent, reţinut în porii substanţei solide) ; prelungind conodele *bb'*, *cc'*, *dd'*, acestea vor trece prin vîrful *A* al triunghiului.

4. *Constanta de repartiţie* a componentului extras *B* între fazele extractului şi rafinatului se exprimă prin relaţia :

$$k = \frac{y_B}{x_B}\ ;\ k \gtrless 1 \qquad (8\text{-}2)$$

în care : y_B este conţinutul componentului extras *B* în faza extractului, în % masă ;
x_B — conţinutul în echilibru de component extras *B* în faza rafinatului, în % masă.

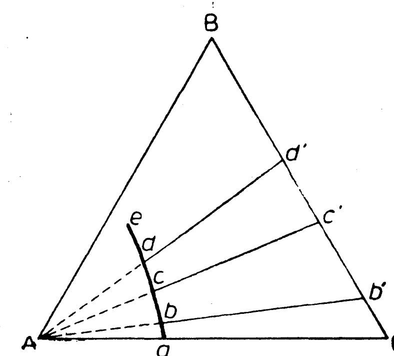


Fig. 8-4. Sistemul corp solid-lichid (la t=const.).

* Descrierea interpolării grafice a conodelor pe diagrama triunghiulară se va vedea în exemplul 8-1.

De obicei, constanta de repartiție depinde de concentrație; de aceea, calculele analitice (8-3) dau numai un rezultat aproximativ.

5. *Diagramele rectangulare.* Dacă solubilitatea reciprocă a solvenților primar (*A*) și secundar (*B*) se poate neglija, pentru calculul grafic se folosește mult mai comod diagrama în coordonatele $x'_B - y'_B$ (fracții masice relative), în care:

$$\left.\begin{aligned} x'_B &= \frac{x_B}{100 - x_B}; \quad \frac{\text{kg component extras}}{\text{kg solvent primar}} \text{ în faza de rafinat} \\ y'_B &= \frac{y_B}{100 - y_B}; \quad \frac{\text{kg component extras}}{\text{kg solvent secundar}} \text{ în faza de extract} \end{aligned}\right\} \qquad (8\text{-}3)$$

6. *Diagramele rectangulare* se folosesc de asemenea în acele cazuri în care diagrama triunghiulară nu dă exactitate suficientă din cauza densității mari de linii.

Pe axa ordonatelor se pune raportul conținutului unuia din componenții sistemului ternar la suma conținuturilor celorlalți doi componenți, iar pe axa absciselor — raportul conținutului altui component, la aceeași sumă. Deseori se folosesc următoarele coordonate:

a) coordonatele X, $Y-z$, Z și $X-Y$* pentru sistemul lichid-lichid (fig. 8-5 cu aceleași notații ca pe fig. 8-3):

$$\left.\begin{aligned} X &= \frac{x_B}{x_A + x_B} = \frac{x_B}{100 - x_c}; \quad \frac{\text{kg } B}{\text{kg}(A + B)} \text{ în faza de rafinat} \\ Y &= \frac{y_B}{y_A + y_B} = \frac{y_B}{100 - y_C}; \quad \frac{\text{kg } B}{\text{kg}(A + B)} \text{ în faza de extract} \\ z &= \frac{x_C}{x_A + x_B} = \frac{x_C}{100 - x_C}; \quad \frac{\text{kg } C}{\text{kg}(A + B)} \text{ în faza de rafinat} \\ Z &= \frac{y_C}{y_A + y_B} = \frac{y_C}{100 - y_C}; \quad \frac{\text{kg } C}{\text{kg}(A + B)} \text{ în faza de extract} \end{aligned}\right\} \qquad (8\text{-}4)$$

Formulele pentru calculul invers sînt:

$$\left.\begin{aligned} x_A &= \frac{1 - X}{1 + z}; \quad & y_A &= \frac{1 - Y}{1 + Z} \\ x_B &= \frac{X}{1 + z}; \quad & y_B &= \frac{Y}{1 + Z} \\ x_C &= \frac{z}{1 + z}; \quad & y_C &= \frac{Z}{1 + Z} \end{aligned}\right\} \qquad (8\text{-}4\text{ a})$$

* Diagramă ajutătoare pentru aflarea conodelor.

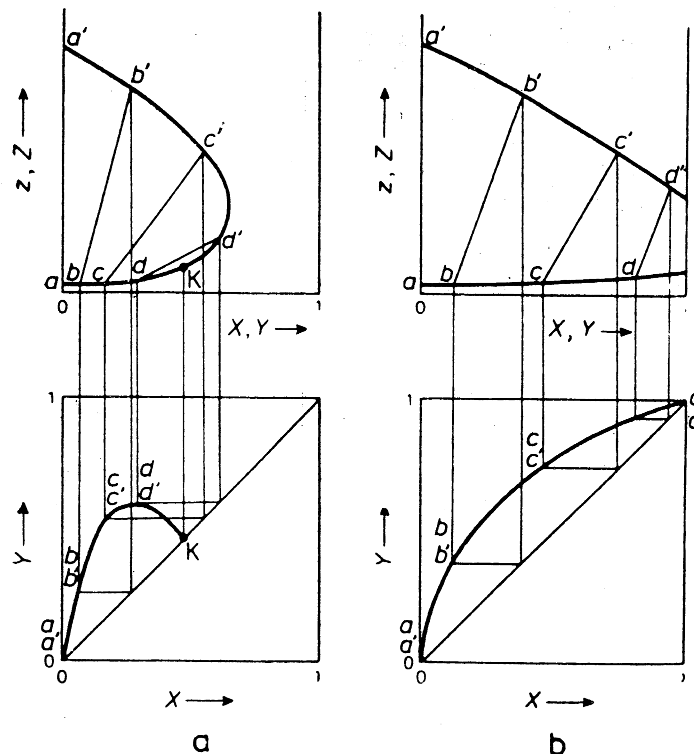


Fig. 8-5. Sistemul lichid-lichid cu una (*a*) și cu două (*b*) perechi de componenți parțial solubili unul într-altul (la t=const.).

b) coordonatele X', $Y'-z'$, Z' pentru sistemele corp solid-lichid (fig. 8-6; cu aceleași notații ca pe fig. 8-4) sînt:

$$\left.\begin{aligned} X' &= \frac{x_B}{x_B + x_C} = \frac{x_B}{100 - x_A}; \quad \frac{\text{kg } B}{\text{kg}(B + C)} \text{ în curentul inferior} \\ Y' &= \frac{y_B}{y_B + y_C} = \frac{y_B}{100 - y_A}; \quad \frac{\text{kg } B}{\text{kg}(B + C)} \text{ în curentul superior} \\ z' &= \frac{x_A}{x_B + x_C} = \frac{x_A}{100 - x_A}; \quad \frac{\text{kg } A}{\text{kg}(B + C)} \text{ în curentul inferior} \\ Z' &= \frac{y_A}{y_B + y_C} = \frac{y_A}{100 - y_A}; \quad \frac{\text{kg } A}{\text{kg}(B + C)} \text{ în curentul superior} \end{aligned}\right\} \qquad (8\text{-}5)$$

În aceste formule:

x_A, x_B, x_C reprezintă conţinutul componenţilor A, B, C în faza de rafinat (curentul inferior), în % masă;

y_A, y_B, y_C — conţinutul în echilibru de componenţi A, B, C în faza de extract (în curentul superior), în % masă.

7. *Extracţia lichid-lichid în curent încrucişat.* Ecuaţia bilanţului general de materiale pentru treapta n de extracţie* (fig. 8-7, *a*) este:

$$G_{R,\,n-1} + G_{S,\,n} = G_{R,\,n} + G_{E,\,n} \tag{8-6}$$

Ecuaţia bilanţului de materiale pentru componentul extras, pentru treapta n, este:

$$G_{R,\,n-1}\cdot x_{n-1} + G_{S,\,n}\cdot y_S = G_{R,\,n}\cdot x_n + G_{E,\,n}\cdot y_n \tag{8-7}$$

În cazul cînd solubilitatea reciprocă a solventului primar şi a celui secundar (agent de extracţie) se poate neglija, pentru calcul se utilizează diagrama rectangulară în coordonatele $x' - y'$ (p. ...).

Cantitatea solventului primar A (în kg sau kg/s) în amestecul iniţial este:

$$G_A = G_E\,\frac{100 - x}{100} \tag{8-8}$$

Cantitatea de solvent secundar C_n (în kg sau kg/s) în extract este:

$$G_{C_n} = G_S\,\frac{100 - y_S}{100} \tag{8-9}$$

Ecuaţia liniei de lucru pentru treapta n este:

$$y'_n = -\frac{G_A}{G_{C_n}}\,(x'_n - x'_{n-1}) + y'_S \tag{8-10}$$

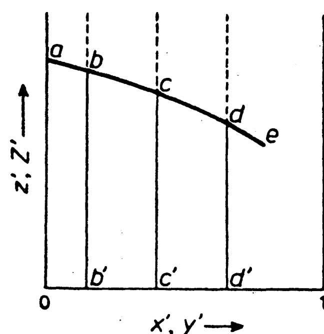


Fig. 8-6. Sistemul corp solid-lichid (la t=const.).

Unghiul de înclinare al liniei de lucru α este caracterizat de relaţia:

$$\operatorname{tg}\alpha = \frac{G_A}{G_{C_n}} \tag{8-11}$$

Numărul treptelor de variaţie a concentraţiei (numărul treptelor de extracţie) se determină prin numărul liniilor de lucru pe diagramă (fig. 8-7, *b*).

În cazul solubilităţii parţiale a solventului primar şi a agentului de extracţie, pentru calcule se foloseşte diagrama triunghiulară (fig. 8-7, *c*).

* **Semnificaţia notaţiilor:** F — amestec iniţial; S — solvent secundar sau agent de extracţie; R — rafinat; E — extract.

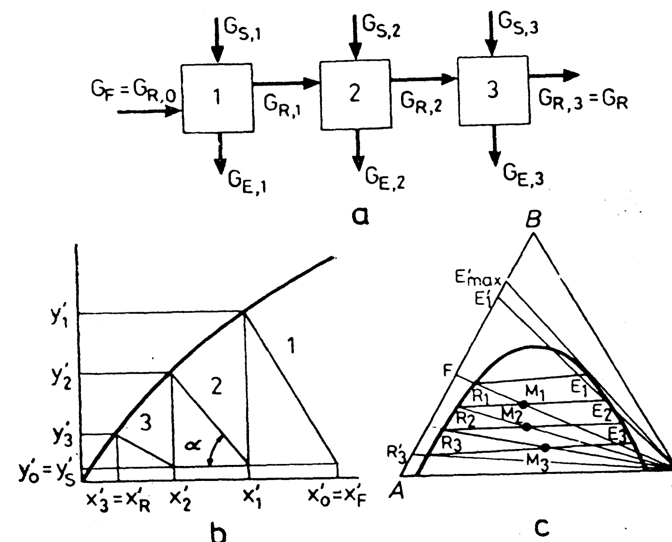


Fig. 8-7. Extracţia lichid-lichid în curent încrucişat.

Poziţia punctului M_n, ce caracterizează compoziţia generală a amestecului pe treapta n, se determină după regula segmentelor inverse din relaţia curenţilor:

$$\frac{G_{R,\,n-1}}{G_{S,\,n-1}}$$

Compoziţia rafinatului x_n şi a extractului y_n, rezultaţi din treapta n, se determină prin capetele conodelor (R_n şi E_n), duse prin punctul M_n. Cantitatea de rafinat şi de extract se determină de asemenea după regula segmentelor inverse.

Numărul necesar de trepte teoretice de extracţie se determină prin numărul de conode E_nR_n care încap pe diagramă pînă la atingerea compoziţiei date a rafinatului x_R.

Compoziţia şi cantitatea extractelor sau ale rafinatului după distilarea solventului se determină prin punctul intersecţiei dreptei duse prin vîrful G al triunghiului şi punctul figurativ al extractului brut sau rafinatului cu latura AB.

Ordinea calculelor şi a construcţiilor grafice se va vedea în exemplele 8-2 şi 8-3.

8. *Extracţia lichid-lichid în contracurent.* Ecuaţia bilanţului general de materiale pentru treapta n a instalaţiei de extracţie (fig. 8-8, *a*) este:

$$G_F + G_S = G_R + G_E \tag{8-12}$$

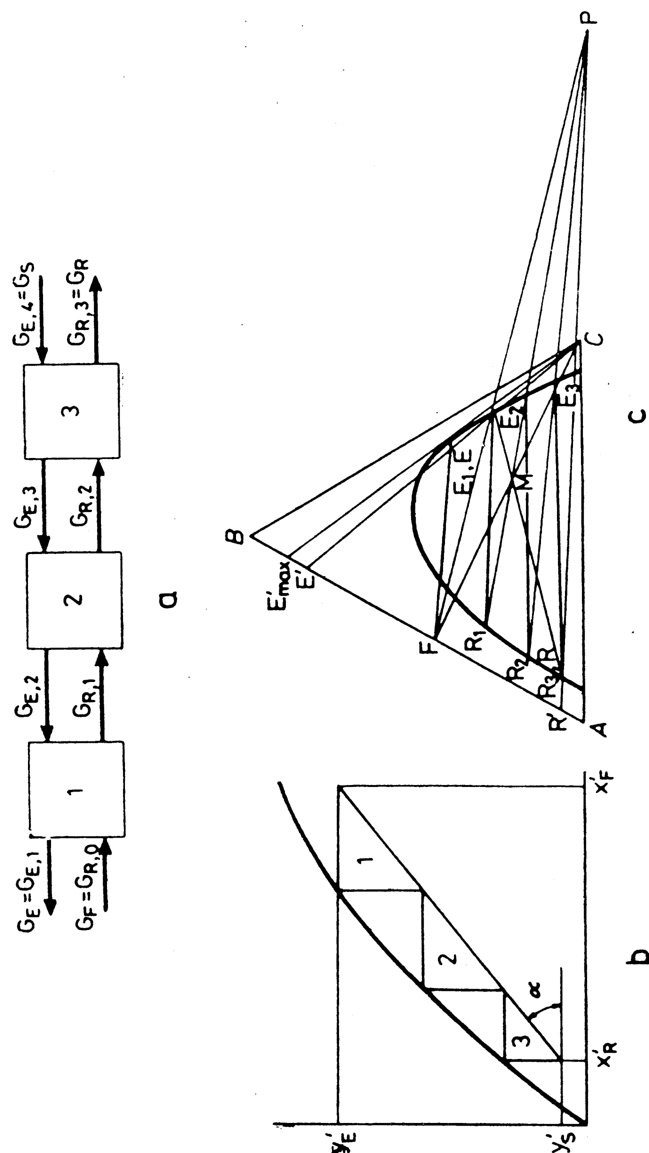


Fig. 8-8. Extracţia lichid-lichid în contracurent.

Ecuaţia bilanţului de materiale pentru componentul extras este :

$$G_F x_F + G_S y_S = G_R x_R + G_E y_E \tag{8-13}$$

În cazul cînd solubilitatea reciprocă a solventului primar şi a agentului de extracţie se poate neglija, cantităţile de solvenţi puri, primar G_A şi secundar G_C, la fiecare treaptă, vor fi identice. Atunci, ecuaţia bilanţului de materiale pentru componentul extras este :

$$G_A(x'_F - x'_R) = G_C(y'_E - y'_S) \tag{8-14}$$

Ecuaţia liniei de lucru este :

$$y'_{n+1} = \frac{G_A}{G_C}(x'_n - x'_F) + y'_E \tag{8-15}$$

Unghiul înclinării liniei de lucru α (fig. 8-8, *b*) se determină din relaţia :

$$\mathrm{tg}\ \alpha = \frac{G_A}{G_C} = \frac{y'_E - y'_S}{x'_S - x'_R} \tag{8-16}$$

Numărul necesar de trepte teoretice de extracţie se determină grafic în acelaşi mod ca la absorbţie sau la rectificare.

În cazul calculului procesului cu ajutorul diagramei triunghiulare (fig. 8-8, *c*), cantitatea de curenţi se exprimă prin poziţia punctului *M*, ce caracterizează compoziţia fictivă (convenţională) a amestecului în instalaţia de extracţie, şi se determină după regula segmentelor inverse din relaţiile :

$$G_F + G_S = G_R + G_E = G_M$$

$$\frac{G_F}{G_S} = \frac{\overline{MC}}{\overline{FM}}\ ;\quad \frac{G_E}{G_R} = \frac{\overline{MR}}{\overline{ME}} \tag{8-17}$$

Numărul necesar de trepte teoretice de extracţie se determină prin numărul conodelor E_nR_n care încap în construcţia de pe diagramă pînă la atingerea compoziţiei date a rafinatului x_R.

Punctul *P*, numit polul de extracţie, este punctul de intersecţie a dreptelor concurente duse prin punctele *F* şi *E*, *R* şi *C*, R_n şi E_{n+1} şi serveşte pentru aflarea punctelor figurative ale extractelor pe ramura extractelor curbei binodale*. Ordinea calculelor şi a construcţiilor grafice se va vedea în exemplul 8-4.

9. *Extracţia lichid-lichid în contracurent cu reflux***

Bilanţul general de materiale pentru instalaţia de extracţie (fig. 8-9, *a*) este :

$$G_F = G'_E + G'_R \tag{8-18}$$

(aici, ca şi în continuare se admite că, curenţii $G_{S,0}$, $G_{S,1}$ şi $G_{S,n+1}$ reprezintă solventul pur *C*, iar curenţii G'_E şi G'_R nu conţin solvent).

Bilanţul de materiale pentru componentul extras *B* este :

$$G_F X_F = G'_E Y_E + G'_R X_R \tag{8-19}$$

* Polul de extracţie se poate afla atît la dreapta, cît şi la stînga triunghiului.
** În funcţie de condiţii se poate utiliza ca reflux unul din componenţi sau ambii.

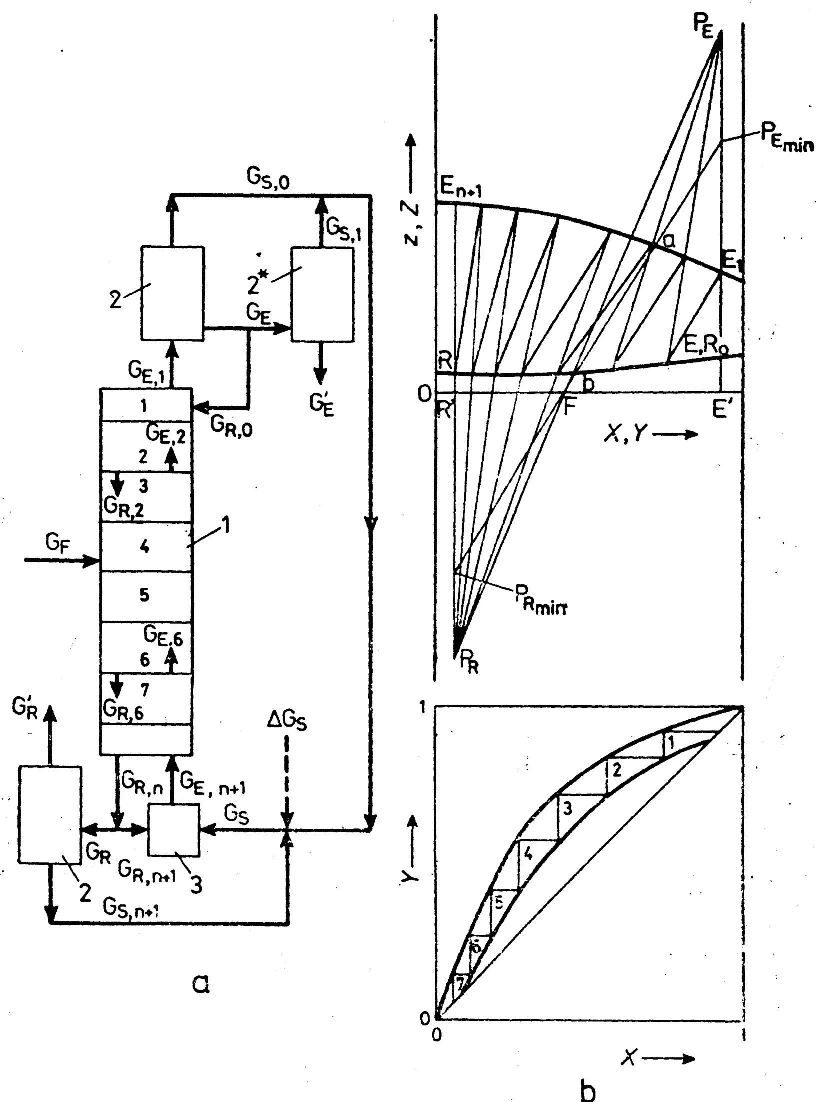


Fig. 8-9. Extracţia lichid-lichid în contracurent cu reflux: 1 — extractor; 2 şi 2* — aparate pentru distilarea solventului; 3 — vas de amestecare.

Coeficienţii minimali de reflux ai extractului $R_{E\,min}$ şi rafinatului $R_{R\,min}$ se determină (fig. 8-9, *b*) prin punctele de intersecţie $P_{E\,min}$ şi $P_{R\,min}$ (polurile părţii de extracţie sau de concentrare, şi de rafinare sau de epuizare, a coloanei) ale conodelor *ab*, trecînd la prelungirea lor prin punctul *F* cu ordonatele, trecute prin punctele figurative *E'* şi *R'*.

$$\left.\begin{aligned} R_{E\,min} &= \frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{\overline{P_{E\,min}E_1}}{\overline{E_1E}} \\ R_{R\,min} &= \frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \frac{\overline{P_{R\,min}R}}{\overline{RE_{n+1}}} \end{aligned}\right\} \tag{8-20}$$

Refluxurilor minime le corespunde un număr infinit de trepte de extracţie necesare. Coeficienţii de lucru ai refluxului sînt:

$$\left.\begin{aligned} R_E &= \beta R_{E\,min} = \frac{\overline{P_EE_1}}{\overline{E_1E}} \\ R_R &= \beta R_{R\,min} = \frac{\overline{P_RR}}{\overline{RE_{n+1}}} \end{aligned}\right\} \tag{8-21}$$

unde β este coeficientul de exces al refluxului, totdeauna mai mare ca 1.

Cantitatea curenţilor şi consumul de solvent se determină pe calea următoarelor calcule:

$$G_{S-1} = G'_Ez_E$$

$$G_E = G'_E + G_{S-1} = G'_E(1 + z_E) \tag{8-22}$$

$$G_{R,0} = R_EG_E$$

$$G_{R,0} + G_E = G_E(1 + R_E) = G'_E(1 + z_E)(1 + R_E)$$

$$G_{S,0} = \frac{G_{R,0} + G_E}{1 + x_E}(Z_{E,1} - z_E) = G'_E(1 + R_E)(Z_{E,1} - z_E) \tag{8-23}$$

$$G_{E,1} = G_{S;0} + (G_{R,0} + G_E) \text{ etc.}$$

$$G_{S,n+1} = G'_Rz_R$$

$$G_R = G'_R + G_{S,n+1} = G'_R(1 + z_R) \tag{8-24}$$

$$G_{R;n+1} = R_RG_R = R_RG'_R(1 + z_R)$$

$$G_{C,n+1} = R_RG'_Rz_R \text{ etc.} \tag{8-25}$$

Aici, $G_{C,n+1}$ este cantitatea de solvent *C* în rafinatul $G_{R,n+1}$, îndreptat în vasul amestecător.

Cantitatea totală de solvent care circulă este:

$$G_{S\,tot} = G'_E[(1 + R_E)(Z_{E,1} - z_E) + z_E] + G'_R(1 + R_R)z_R \tag{8-26}$$

Numărul necesar de trepte teoretice de extracţie se determină grafic cu ajutorul diagramelor *X*, *Y—z*, *Z* şi *X—Y* (fig. 8-9, *b*). Metoda de construcţie este descrisă în exemplele 8-10 şi 8-11.

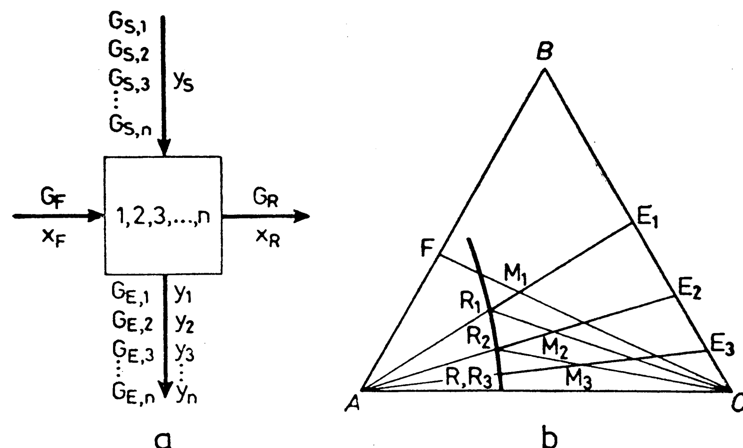


Fig. 8-10. Extracţia solid-lichid cu schimbarea periodică a solventului.

10. *Extracţia din corp solid (elutriere) cu schimbarea periodică a solventului.**

Ecuaţia bilanţului de materiale pentru treapta n este aceeaşi ca şi pentru extracţia lichid-lichid în curent încrucişat (fig. 8-10, *a*) şi ecuaţiile (8-6) şi (8-7).

În cazul cînd prelucrarea are loc cu solvent pur C, gradul de extracţie al componentului extras (raportul dintre cantitatea de component de extras din reziduu şi cantitatea acestui component în materialul iniţial) se poate calcula după formula :

$$\varphi = \frac{G_{R,n}x_n}{G_F x_F} = \frac{1}{(1+a_1)(1+a_2)(1+a_3)\dots(1+a_i)\dots(1+a_n)} \tag{8-27}$$

unde :

$a_i = \frac{G_{E,i}}{G'_{R,1}}$ este aşa numitul raport al curenţilor : raportul masei soluţiei separate la masa soluţiei, reţinute de substanţa solidă (se poate folosi şi raportul volumelor soluţiilor) ;

$G'_{R,i} = G_{R,i}(1 - x_A)$ — masa componenţilor B şi C.

Dacă raportul curenţilor este constant, adică $a_1 = a_2 = a_3 = a_n =$ $=$ const., atunci formula se simplifică :

$$\varphi = \frac{1}{(1+a)^{n_e}} \tag{8-28}$$

unde n_e este numărul de trepte de extragere.

Calculul cu ajutorul diagramei triunghiulare este analog calculului pentru extracţia lichid-lichid în curent încrucişat (fig. 8-10, *b*).

* Schema procesului este analogă extracţiei lichid—lichid în curent încrucişat.

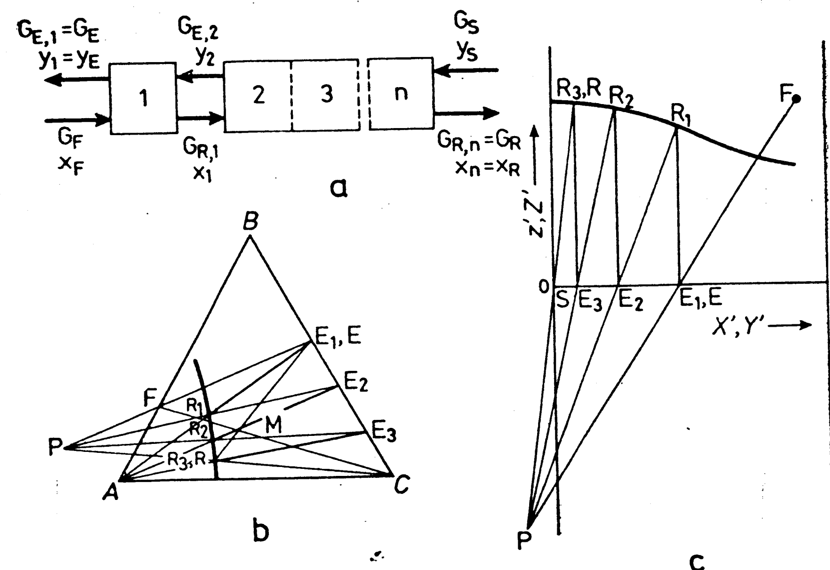


Fig. 8.11. Extracţia solid-lichid în contracurent.

11. *Extracţia solid-lichid în contracurent*

Ecuaţiile bilanţurilor de materiale sînt aceleaşi ca şi pentru extracţia lichid-lichid în contracurent (fig. 8-11, *a*) şi relaţiile (8-12) şi (8-13).

În cazul cînd raportul curenţilor pentru toate treptele în afară de prima, este constant, adică $a_2 = a_3 = \dots = a =$ const., gradul de extracţie al componentului de extras, se poate determina după formula :

$$\varphi = \frac{1}{1 + a_1(1 + a + a^2 + \dots + a^{n-1}) - \frac{G_S y_S}{G_{R,n}x_n}[1 + a_1(1 + a + a^2 + \dots a^{n-2})]} \tag{8-29}$$

La întrebuinţarea solventului pur ($y_S = 0$), această expresie se simplifică :

$$\varphi = \frac{1}{1 + a_1(1 + a + a^2 + \dots + a^{n-1})} \tag{8-30}$$

Dacă în afară de aceasta, materialul solid care se introduce conţine deja aceeaşi cantitate de soluţie, ca şi între trepte, adică $a_1 = a$, se obţine :

$$\varphi = \frac{1}{1 + a + a^2 + \dots + a^n} \tag{8-31}$$

Numărul necesar de trepte teoretice de extracție*, la raport constant al curenților $a_2 = a_3 = \ldots = a = \text{const.}$, se poate determina după formula :

$$n_C - 1 = \frac{\lg \dfrac{x_R - y_S}{x_1 - y_2}}{\lg \dfrac{y_2 - y_S}{x_1 - x_R}} = \frac{\lg \dfrac{x_1 - y_2}{x_R - y_S}}{\lg \dfrac{x_1 - x_R}{y_2 - y_S}} \quad (8\text{-}32)$$

În cazul general, calculul se poate efectua cu ajutorul diagramei triunghi[illegible] (fig. 8-11, I) sau al diagramei rectangulare în coordonatele X', Y' — [illegible], Z' (fig. 8-1[illegible]). Metoda de calcul este analogă calculului pentru extracția lic[illegible] în contracurent.

8.[illegible] EXEMPLE

Exemplul 1. Să se construiască diagrama triunghiulară a echilibrului de fază pentru sistemul apă-acetonă-clorbenzen. Datele necesare se vor lua din tabela 8-1. Să se determine pe diagramă : a) conținutul în apă și clorbenzen în stratul apos, cu concentrația în acetonă de 45% (masă) ; b) compoziția stratului de clorbenzen în echilibru cu stratul apos ; c) cantitatea de acetonă la adăugarea căreia va înceta stratificarea amestecului de 0,11 kg clorbenzen și 0,09 kg apă.

Tabelul 8-1

Compozițiile de echilibru ale fazelor existente [în % (masă)]

Stratul apos			Stratul de clorbenzen		
apă	acetonă	clorbenzen	apă	acetonă	clorbenzen
99,89	0	0,11	0,18	0	99,82
89,79	10	0,21	0,49	10,79	88,72
79,69	20	0,31	0,79	22,23	76,98
69,42	30	0,58	1,72	37,48	60,80
58,64	40	1,36	3,05	49,44	47,51
46,28	50	3,72	7,24	59,19	33,57
27,41	60	12,59	22,85	61,07	15,08
25,66	60,58	13,76	25,66	60,58	13,76

Rezolvare. Se desenează un triunghi echilateral (fig. 8-12). Se găsesc pe latura AC punctele *1* și *1'* corespunzătoare primului rînd din tabela 8-1. În interiorul triunghiului se găsesc punctele *2* și *2'*, corespunzătoare celui de-al doilea rînd al tabelei, și se unesc prin segmentul de dreaptă *2—2'*. La căutarea punctelor în interiorul triunghiului, la început se fixează pe latura AB conți-

* Acest număr se poate determina grafic, identic ca și pentru sistemul binar, pe diagrama rectangulară în coordonatele $y - x'$, unde $x' = \dfrac{x_B}{1 - x_A}$, adică masa substanței solide nedizolvate nu participă în calcul. În acest caz, ecuația liniei de echilibru este $y^* = x'$, ecuațiile liniilor de lucru se deduc ușor din ecuațiile bilanțurilor de materiale.

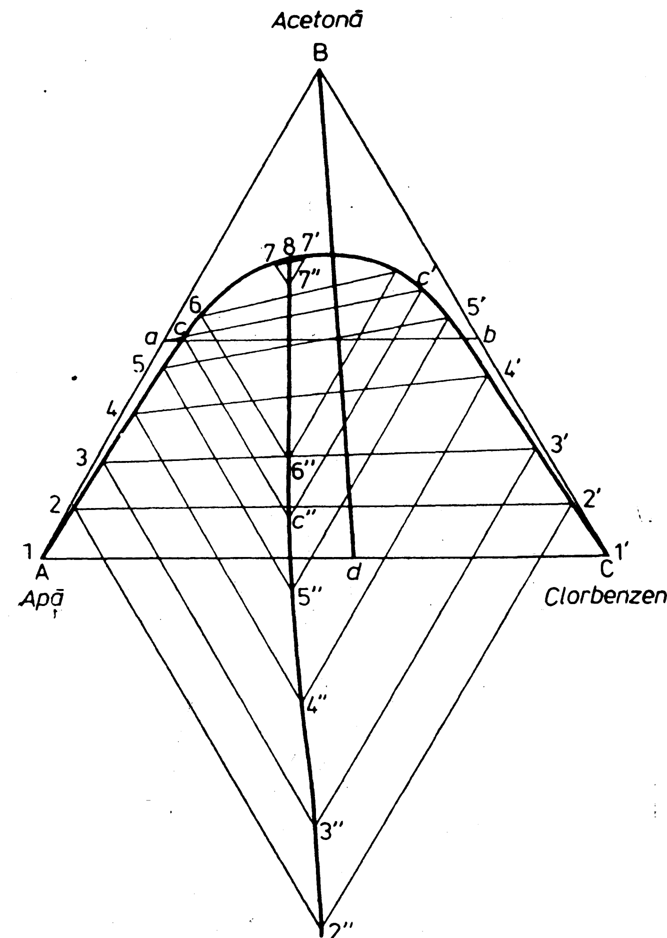


Fig. 8-12. Schița la exemplul 8-1.

nutul acetonei în soluție, iar apoi paralel cu latura AC conținutul în clorbenzen. După aflarea tuturor punctelor, ele se unesc printr-o curbă continuă.

a) prin punctul a, pe latura AB se duce dreapta ab, paralelă laturii AC. Segmentul ab este locul geometric al punctelor, caracterizînd amestecuri cu un conținut de 45% (masă) acetonă. La intersecția segmentului ab cu partea stîngă a curbei binodale se găsește punctul c, ce caracterizează compoziția stratului apos : 52,8% (masă) apă, 2,2% (masă) clorbenzen ;

b) pentru determinarea compoziției fazei coexistente, prin punctele *2*, *2'*, *3*, *3'*, ..., *7*, *7'* se duc drepte, paralele cu laturile laterale ale triunghiului, iar punctele intersecției lor *2''*, *3''*, ..., *7''* se unesc printr-o dreaptă con-

tinuă. Apoi, prin punctul c se duce o dreaptă paralelă laturii BC, pînă la intersecţia cu curba de legătură în punctul c'', iar din punctul c'' — o dreaptă paralelă laturii AB, pînă la intersecţia cu curba binodală. Punctul c' este cel căutat.

Conţinutul stratului: 54% (masă) acetonă; 4,3% (masă) apă, 40,8% (masă) clorbenzen;

c) se găseşte pe latura AC punctul d, ce caracterizează compoziţia generală a amestecului dat $\left(\frac{0{,}09}{0{,}09 + 0{,}11} \cdot 100 = 45\%\right.$ (masă) apă şi 55% (masă) clorbenzen$\left.\right)$. La adaosul în acest amestec al acetonei, compoziţia lui generală se va modifica după linia dB, la intersecţia căreia cu curba binodală se găseşte punctul căutat e. Cantitatea necesară de acetonă se determină din corelaţia segmentelor Be şi ed:

$$\frac{G_a}{G_B} = \frac{Be}{ed}; \quad G_B = \frac{(0{,}09 + 0{,}11) \cdot 53{,}5}{33} = 0{,}325 \text{ kg}$$

Exemplul 8-2. Acetona se extrage cu clorbenzen dintr-o soluţie apoasă 50%. Rafinatul trebuie să conţină nu mai mult de 2% (masă) acetonă. Folosind diagrama construită în exemplul precedent, să se determine cantitatea de solvent necesară pentru prelucrarea a 100 kg amestec iniţial, dacă extracţia are loc într-o singură treaptă. Să se determine de asemenea cantitatea de rafinat, cantitatea şi compoziţia extractului, după îndepărtarea solventului.

Rezolvare. Prin punctul R (fig. 8-13), ce caracterizează compoziţia rafinatului, se duce conoda RE. Punctul F ce caracterizează compoziţia amestecului iniţial, se uneşte cu vîrful C al triunghiului. Punctul M de intersecţie al liniilor FC şi RE determină compoziţia amestecului de soluţie iniţială cu solventul, necesar pentru obţinerea rafinatului de compoziţie dată. Cantitatea necesară de solvent se află din raportul:

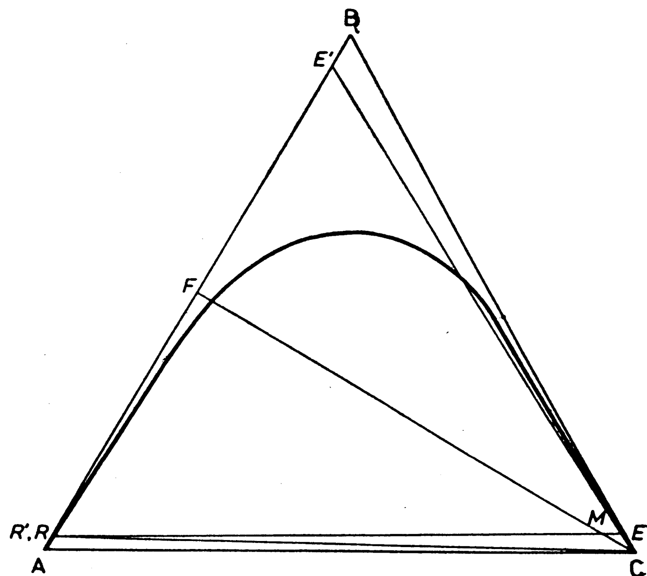


Fig. 8-13. Schiţa la exemplul 8-2.

$$\frac{G_S}{G_F} = \frac{FM}{MC}; \quad G_S = \frac{100 \cdot 81{,}5}{5} = 1\,630 \text{ kg}$$

Masa amestecului obţinut este:

$$G_M = 1\,630 + 100 = 1\,730 \text{ kg}$$

Cantitatea de extract se află din raportul:

$$\frac{G_E}{G_M} = \frac{RM}{RE}; \quad G_E = \frac{1\,730 \cdot 94{,}4}{97} = 1\,682 \text{ kg}$$

Masa rafinatului este:

$$G_R = G_M - G_E = 1\,730 - 1\,682 = 48 \text{ kg}$$

Cantitatea de extract după îndepărtarea solventului din el va fi:

$$G'_E \approx G_E - G_S = 1\,682 - 1\,630 = 52 \text{ kg}$$

întrucît, în acest caz, solubilitatea clorbenzenului în rafinat se poate neglija.

Compoziţia extractului după îndepărtarea din el a solventului, se determină prin punctul de intersecţie E' al laturii AB cu linia dusă din vîrful C prin punctul E; conţinutul: în acetonă 95,5% (masă), în apă 4,5% (masă).

Exemplul 8-3. În condiţiile exemplului precedent să se determine cantitatea necesară de solvent, compoziţia şi cantitatea de produse şi numărul treptelor de extracţie, dacă pe fiecare treaptă extracţia se efectuează cu solvent proaspăt în cantitate egală cu masa amestecului de prelucrat.

Rezolvare. La amestecarea cantităţilor egale de soluţie iniţială şi clorbenzen, poziţia punctului M_1 (fig. 8-14) ce caracterizează compoziţia comună a amestecului se determină din raportul:

$$\frac{FM_1}{M_1C} = \frac{100}{100} = 1; \quad FM_1 = M_1C$$

Prin punctul M_1 se duce conoda R_1E_1. Punctele R_1 şi E_1 caracterizează compoziţiile şi cantităţile rafinatului şi ale extractului primei trepte. Rafinatul primei trepte se separă şi din nou se amestecă cu o cantitate de solvent egală masei lui. Poziţia punctului M_2, ce determină compoziţia amestecului în treapta a doua, se află din raportul:

$$\frac{G_{R,1}}{G_S} = \frac{M_2C}{R_1M_2} = 1; \quad R_1M_2 = M_2C$$

Prin punctul M_2 din nou se duce conoda etc. Construcţia se continuă pînă cînd va fi atinsă compoziţia cerută de rafinat. În exemplul de faţă, pentru aceasta sînt necesare patru trepte de extracţie.

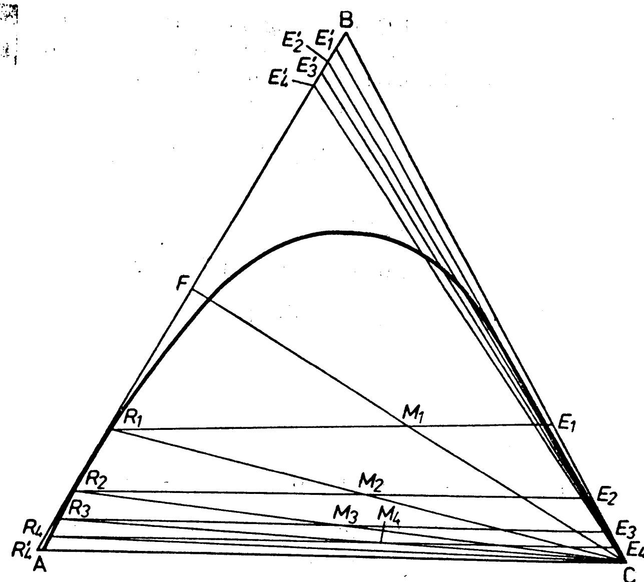


Fig. 8-14. Schiţa la exemplul 8-3.

Se determină cantităţile de rafinat şi solvent pe trepte :

$$G_{S,i} = G_{R,i-1};\quad G_{R,2} = \frac{2\cdot 63{,}5\cdot 37{,}5}{86{,}5} = 55{,}1 \text{ kg};$$

$$G_{R,i} = \frac{2G_{R,i-1}M_iE_i}{R_iE_i};\quad G_{S,3} = 55{,}1 \text{ kg};$$

$$G_{S,1} = G_{R,0} = G_F = 100 \text{ kg};\quad G_{R,3} = \frac{2\cdot 55{,}1\cdot 55}{93} = 52{,}1 \text{ kg};$$

$$G_{R,1} = \frac{2\cdot 100\cdot 23{,}5}{74} = 63{,}5 \text{ kg};\quad G_{S,4} = 52{,}1 \text{ kg};$$

$$G_{S,2} = 63{,}5 \text{ kg};\quad G_{R,4} = \frac{2{,}52{,}1\cdot 45}{96} = 49{,}0 \text{ kg}$$

Cantitatea totală de solvent este :

$$G_S = \Sigma G_{S,i} = 100 - 63{,}5 + 55{,}1 + 52{,}1 = 270{,}8 \text{ kg}$$

Cantitatea totală de extract este :

$$G_E = G_F + G_S - G_{R,4} = 100 + 270{,}8 - 49{,}0 = 321{,}8 \text{ kg}$$

După îndepărtarea solventului rămîne :

$$G_{E'} \cong G_E - G_S = 321{,}8 - 270{,}8 = 51 \text{ kg}$$

Compoziţia medie a extractului este de ~96% (masă) acetonă.

Exemplul 8-4. În condiţiile exemplului 8-2 să se determine compoziţia şi cantitatea produselor, şi, de asemenea, numărul treptelor teoretice de extracţie, dacă extracţia are loc în contracurent la un raport al curenţilor de 1 : 1.

Rezolvare. Prin punctul R (fig. 8-15), ce caracterizează compoziţia rafinatului, şi punctul M, ce determină compoziţia comună fictivă a amestecului soluţiei iniţiale cu întregul solvent (întrucît $G_F : G_S = 1$; $FM = MC$), se duce o dreaptă pînă la intersecţia cu ramura dreaptă a curbei binodale în punctul E corespunzător compoziţiei extrasului. La prelungirea segmentelor FE şi RC, ele se intersectează în punctul P (pol). Polul este punctul de întretăiere al tuturor dreptelor concurente care trec prin punctele ce caracterizează compoziţia rafinatului pe oricare treaptă şi compoziţia extractului pe treapta următoare. Liniile $1-1$, $2-2'$, ..., $4-4'$ sînt conode; numărul lor determină numărul teoretic al treptelor de extracţie. În acest mod, numărul treptelor se determină pe cale grafică, în succesiunea trasării liniilor: FC, RME ($1'$), FEP, RCP, $1-1'$, $1-P$, $2-2'$, $2-P$, $3'-3$, $3-P$, $4'-4$ (R). În cazul dat, $N_C = 4$.

Cantitatea de extract se determină din relaţia:

$$\frac{G_E}{G_M} = \frac{G_E}{G_F + G_S} = \frac{RM}{RE};$$

$$G_E = \frac{(100 + 100)\cdot 64}{85} = 150{,}5 \text{ kg}$$

După îndepărtarea solventului din extract, masa ultimului va fi :

$$G'_E = 150{,}5 - 100 = 50{,}5 \text{ kg}$$

Compoziţia extractului final este caracterizată de punctul E': acetonă 97,5% (masă); apă, 25% (masă).

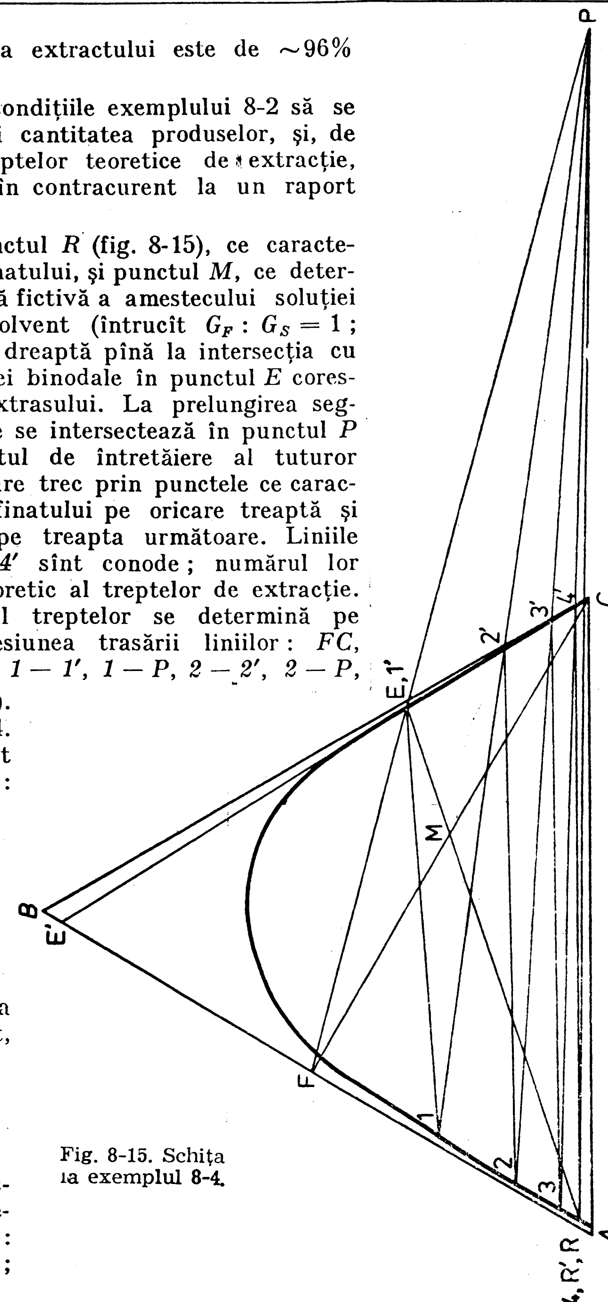


Fig. 8-15. Schiţa la exemplul 8-4.

Cantitatea de rafinat este :

$$G'_R \approx G_R = G_M - G_E = 200 - 150{,}5 = 49{,}5 \text{ kg}$$

Rezultatele exemplelor 8—2, 8—3, şi 8—4 sînt date spre comparare în tabela 8—2.

Tabelul 8-2

Caracteristica procesului	Curent încrucişat		Contracurent
Numărul de trepte	1	4	4
Consumul de solvent, în kg	1 630	270,8	100
Rafinat rezultat, în kg	48	49	49,5
Extract rezultat, în kg	1 682	321,8	150,5
Extract rezultat după îndepărtarea solventului, în kg	52	51	50,5
Conţinutul de acetonă în extract după îndepărtarea solventului, în % (masă)	95,5	96	97,5

Datele iniţiale : amestecul constă din apă (A), acetonă (B) şi clorbenzen (C) ; $x_F = 50\%$ (masă) ; $x_R = 2\%$ (masă) ; $y_S = 0$; $G_F = 100$ kg.

Din tabelă se vede că extracţia în contracurent are în cazul dat mari avantaje (consum mai mic de solvent, înaltă puritate a extractului, ş.a.).

Exemplul 8-5. Să se evalueze aproximativ dacă este justificată folosirea extracţiei în exemplul 8-4, dacă îndepărtarea solventului din extract are loc prin rectificare continuă. Conţinutul maxim admis de clorbenzen în distilat este de 10% (masă), iar de acetonă în reziduu de 1% (masă). Coeficientul de exces al refluxului se ia în ambele cazuri egal cu 2.

Rezolvare. Extractul trimis la distilare se consideră, pentru simplificare, ca fiind amestec binar. Cifra minimă de reflux şi numărul de talere teoretice, se determină, după datele de echilibru, prin metodele obişnuite (calculul nu se redă aici). Datele obţinute se redau în tabela 8-3.

Tabelul 8-3

Caracteristica procesului	Rectificarea amestecului acetonă-apă	Extracţia acetonei urmată de rectificarea amestecului acetonă-clorbenzen.
Conţinutul acetonei în amestecul iniţial, % :		
masă	50	32,5
moli	23,7	47,8
Conţinutul acetonei în distilat, % :		
masă	97,5	90
moli	92,4	94,5
Conţinutul acetonei în reziduu, % :		
masă	2	1
moli	0,63	1,9
Cifra de reflux :		
R_{min}	0,38	0,16
R	0,76	0,32
Numărul de talere teoretice :	10	7
Raportul consumului de căldură pentru rectificare :		
$\frac{q_1}{q_2} = \frac{r(R_1+1)}{r(R_2+1)}$	$\frac{0{,}76+1}{0{,}32+1} = 1{,}33$	

Din compararea rezultatelor rezultă concluzia că, în cazul dat, este justificabilă folosirea extracţiei, dar economia, dacă se ia în considerare costul utilajului şi cheltuielile de exploatare, va fi neînsemnată. Pentru o hotărîre definitivă a problemei este necesară o analiză mai amănunţită.

Exemplul 8-6. Amestecul binar de 1,4-dioxan cu apă nu poate fi separat prin rectificare la presiune atmosferică, ca urmare a formării unui amestec azeotrop. Pentru îndepărtarea dioxanului se foloseşte extracţia lui din soluţia apoasă cu benzen, urmată de rectificarea amestecului dioxan-benzen. Să se determine concentraţia finală a dioxanului în apă, dacă 150 kg de 20% dioxan se prelucrează consecutiv cu cinci părţi de benzen a 100 kg fiecare. Solventul proaspăt conţine 2% (masă) dioxan. Pe fiecare treaptă de extracţie se atinge echilibrul. Se neglijează solubilitatea reciprocă a apei şi a benzenului.

Datele asupra solubilităţii dioxanului în apă şi benzen la 25°C :

Conţinutul dioxanului în apă, în % (masă) 5,1 18,9 25,2

Conţinutul dioxanului în benzen la echilibru, în % (masă) 5,2 22,5 32,0

Rezolvare. Se transformă procentele molare în fracţii molare relative :

Conţinutul dioxanului în apă :

$$x' = \frac{x}{100 - x} \quad \frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg apă}}$$

Conţinutul dioxanului în benzen la echilibru :

$$y' = \frac{y}{100 - y} \quad \frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg benzen}}$$

La aceasta se obţine :

x', kg dioxan/kg apă 0,0537 0,233 0,337

y', kg dioxan/kg benzen 0,0548 0,291 0,471

Conţinutul dioxanului în amestecul iniţial este :

$$x'_S = \frac{20}{100 - 20} = 0{,}25 \frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg apă}}$$

Conţinutul dioxanului în solventul proaspăt este :

$$y'_S = \frac{2}{100 - 20} = 0{,}022 \frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg benzen}}$$

Cantitatea de apă G_A în amestecul iniţial G_F se poate determina după formula :

$$G_A = G_F \frac{100 - x_F}{100} = \frac{150(100 - 20)}{100} = 120 \text{ kg}$$

Cantitatea de benzen G_C, ce revine la $G_S = 100$ kg solvent proaspăt, se poate afla astfel :

$$G_C = G_S \frac{100 - y_S}{100} = \frac{100(100 - 2)}{100} = 98 \text{ kg}$$

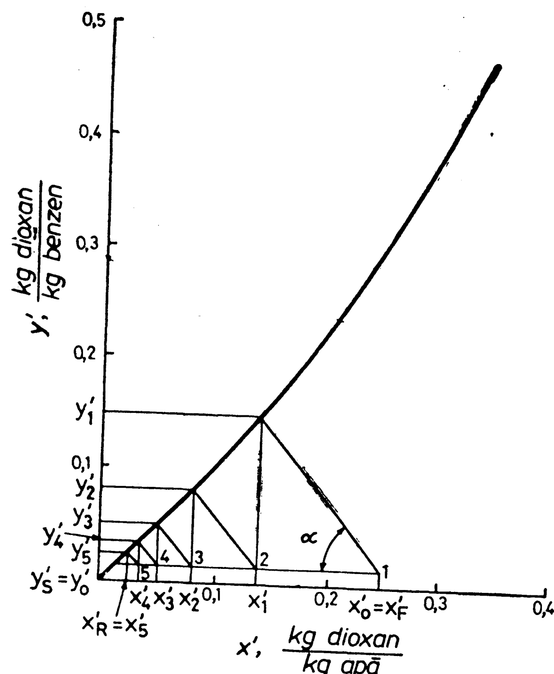


Fig. 8-16. Schiţa la exemplul 8-6.

Panta liniilor de lucru se calculează cu formula (8-16):

$$\text{tg}\ \alpha = \frac{G_A}{G_C} = \frac{120}{98} = 1{,}225$$

Pe figura 8-16, prin punctul *1* cu coordonatele x'_F şi y'_S se duce o dreaptă cu panta 1,225 : 1, pînă la intersecţia cu linia de echilibru. Coordonatele punctului de intersecţie caracterizează conţinuturile extractului y'_1 şi rafinatului x'_1 pentru prima treaptă. Prin punctul *2* cu coordonatele x'_1 şi y'_S din nou se duce o dreaptă cu înclinarea 1,225 : 1, pînă la intersecţia cu dreapta de echilibru etc. Conţinutul rafinatului pe ultima treaptă este:

$$x'_R = x'_5 = 0{,}022\ \frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg apă}}$$

sau

$$x_R = x_5 = \frac{0{,}022 \cdot 100}{1 + 0{,}022} = 2{,}15\%\ \text{(masă) dioxan.}$$

Exemplul 8-7. Într-un extractor în contracurent cu funcţionare continuă se prelucrează cu benzen pur, ape fenolice reziduale cu scopul curăţirii apei şi îndepărtării fenolului. Să se determine cantitatea necesară de solvent şi numărul treptelor teoretice de extracţie, dacă pe oră se prelucrează 10 m³ apă. Conţinutul fenolului în apă: iniţial 8 kg/m³, final 0,5 kg/m³; concentraţia finală a fenolului în benzen 25 kg/m³; temperatura lichidului — 25°C.

Rezolvare. Datele de echilibru se iau după [0-24]: Conţinutul fenolului în apă c_1 în val/l . . . 0,0272 0,1013 0,3660

Conţinutul fenolului în benzen la echilibru c_2, în val/l 0,062 0,0279 2,978

Se recalculează concentraţiile în kg/m³:

$$x' \approx 15{,}686 c_1$$

$$y' \approx 15{,}686 c_2$$

la care se obţine:

Conţinutul fenolului în apă x', în kg/m³ 0,426 1,59 5,74

Conţinutul fenolului în benzen la echilibru y', în kg/m³ 0,974 4,37 46,7

Cantitatea necesară de benzen se află din ecuaţia blanţului de materiale:

$$V_F(x'_N - x'_K) = $$

$$= V_S(y'_K - y_N)$$

$$V_S = \frac{10}{3\,600} \cdot \frac{8 - 0{,}5}{25 - 0} =$$

$$= 0{,}00083\ \text{m}^3/\text{s}$$

$$G_S = 0{,}00083 \cdot 879 =$$

$$= 0{,}73\ \text{kg/s}$$

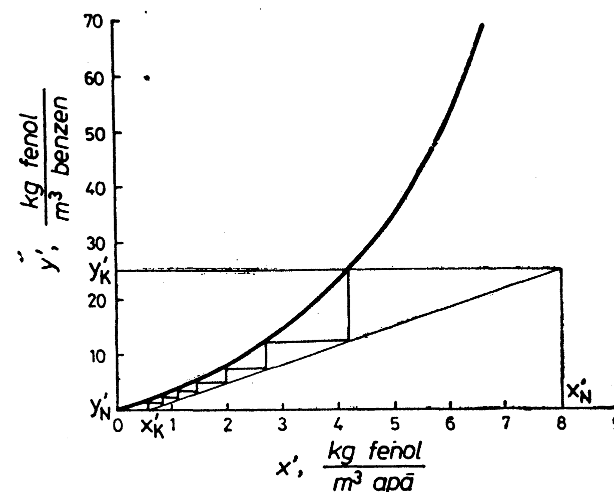


Fig. 8-17. Schiţa la exemplul 8-7.

Numărul de trepte teoretice se determină grafic: se duce pe diagrama de echilibru, linia de lucru construită după datele indicate (fig. 8-17), care trece prin punctele cu coordonatele x'_N, y'_K şi x'_K, y'_N şi se înscriu, între linia de lucru şi curba de echilibru, treptele de schimbare a concentraţiei. În cazul dat sînt necesare şapte trepte.

Exemplul 8-8. După datele de echilibru al fazelor indicate în tabela 8-4 [în % (masă)], să se construiască diagramele pentru sistemul apă (*A*) — acid acetic (*B*) — eter etilic (*C*) la 25°C în coordonatele: a) *X*, *Y*—*z*, *Z*; b) *X*—*Y*.

Tabelul 8-4

Stratul apos			Stratul eteric		
apă	acid acetic	eter etilic	apă	acid acetic	eter etilic
93,3	0	6,7	2,3	0	97,7
88,0	5,1	6,9	3,6	3,8	92,6
84,0	8,8	7,2	5,0	7,3	87,7
78,2	13,8	8,0	7,2	12,5	80,3
72,1	18,4	9,5	10,4	18,1	71,5
65,0	23,1	11,9	15,1	23,6	61,3
55,7	27,9	16,4	23,6	28,7	47,7

Rezolvare. Se calculează concentrațiile cu formulele (8-4):

$$X = \frac{x_B}{x_A + x_B} \quad \frac{\text{kg acid acetic}}{\text{kg (apă + acid acetic)}}$$

$$Y = \frac{y_B}{y_A + y_B} \quad \frac{\text{kg acid acetic}}{\text{kg (apă + acid acetic)}}$$

$$z = \frac{x_C}{x_A + x_B} \quad \frac{\text{kg eter etilic}}{\text{kg (apă + acid acetic)}}$$

$$Z = \frac{y_C}{y_A + y_B} \quad \frac{\text{kg eter etilic}}{\text{(kg (apă + acid acetic)}}$$

Datele obținute se trec în tabela 8-5.

Tabelul 8-5

Stratul apos		Stratul eteric	
X	z	Y	z
0	0,072	0	42,55
0,055	0,074	0,514	12,53
0,095	0,078	0,593	7,14
0,150	0,087	0,635	4,07
0,204	0,105	0,635	2,51
0,263	0,135	0,610	1,58
0,333	0,196	0,549	0,913

Construcția diagramelor se face în modul obișnuit (fig. 8-18). Pe diagrama X, $Y-z$, Z nu se duc conodele (pentru găsirea lor în calcule servește diagrama ajutătoare $X-Y$).

Exemplul 8-9. Să se determine cea mai mare concentrație a extractului, care poate fi atinsă, pentru sistemul apă-acid acetic — eter etilic, la 25°C, dacă extracția are loc în contracurent: a) pentru 15% acid în amestecul inițial: b) pentru 5% acid în amestecul inițial*.

Rezolvare. Pe diagrama $X-Y$ (fig. 8-18) se observă că în echilibru cu amestecul inițial $X = 0,15$ se află extractul care conține acid acetic cu $Y = 0,635$; cu amestecul inițial $X = 0,05$ se află în echilibru extractul cu $Y = 0,46$. În acest mod, în primul caz concentrația maximală a acidului acetic în extract (după distilarea solventului) este de 63,5% (masă), în al doilea caz 46% (masă); în condițiile reale, cele mai mari concentrații atinse vor fi cu ceva mai mici.

Exemplul 8-10. Să se calculeze numărul necesar de trepte și cantitatea de solvent pentru extracția acidului acetic din soluția apoasă cu eter etilic ($t = 25$°C), dacă concentrația amestecului inițial este de 5% (masă), iar concentrația extractului după distilarea solventului este de 60% (masă).

* Extracția acidului acetic din apă este justificată la nu prea mari concentrații, întrucît temperatura lui de fierbere este de 118,1°C și, pentru separarea prin rectificare a unei cantități mici de acid, va trebui evaporată și o cantitate de apă, egală cu $(G_P - G_W)(R + 1)$, unde G_W este masa acidului concentrat, iar R — cifra de reflux.

Pe oră se prelucrează 1 000 kg amestec inițial; eterul din rafinat și din extract se îndepărtează în întregime; conținutul de acid în reziduu nu este mai mare de 1% (masă).

Rezolvare. Întrucît concentrația dată a extractului nu poate fi atinsă printr-o extracție obișnuită în contracurent (v. exemplul 8-9), se utilizează procedeul cu refluxarea unei părți de extract (fig. 8-19).

Se determină cifra minimă de reflux a extractului. Se duce conoda prin punctul F (fig. 8-18), ce caracterizează amestecul inițial ($X_F = 5/100 = 0,05$; $z_F = 0$), pînă la intersecția cu verticala, dusă prin punctul $E(x_E = 60/100 = 0,6$; $Z_E = 0)$, corespunzător extractului final.

Întrucît în cazul dat solventul se îndepărtează în întregime, rezultă formula (8-20):

$$R_{E\,min} = \frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{\overline{P_{E\,min} E_1}}{\overline{E_1 E}} = \frac{Z_{P,\,E\,min} - Z_{E,1}}{Z_{E,1} - z_{R,0}} = \frac{19 - 6,7}{6,7 - 0} = 1,835$$

Se ia un coeficient de exces al refluxului $\beta = 3$:

$$R_{E\,min} = 1,835 \cdot 3 = 5,51$$

Se determină coordonata polului părții de concentrare a instalației $Z_{P,E}$:

$$5,51 = \frac{Z_{P,E} - 6,7}{6,7 - 0}; \quad Z_{P,E} = 43,6$$

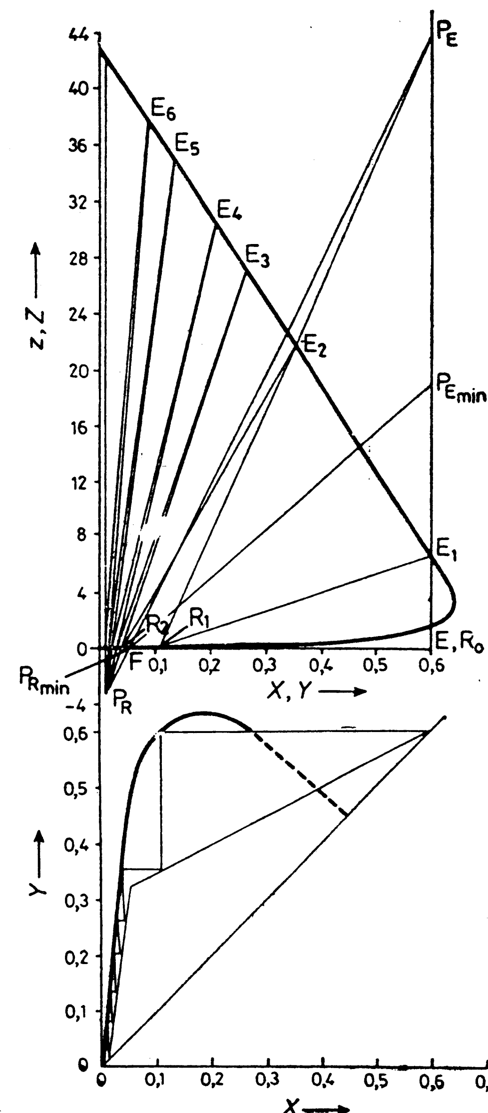


Fig. 8-18. Schița la exemplele 8-8, 8-9 și 8-10.

Prin punctele P_E și F se duce o dreaptă pînă la intersecția cu verticala, dusă prin punctul R ($X_R = 1/93,3 \approx 0,01$; $z_R = 6,7/93,3 = 0,072$), ce caracterizează compoziția rafinatului final (pînă la îndepărtarea solventului). Punctul obținut este polul părții de epuizare a instalației.

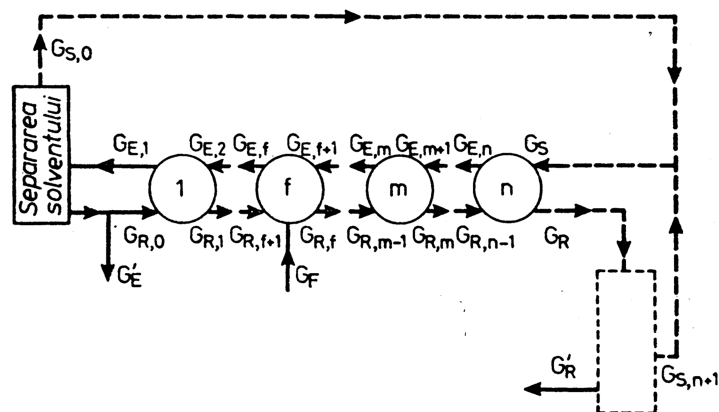


Fig. 8-19. Schița la exemplele 8-10.

În continuare se determină numărul treptelor de extracție, trasînd succesiv conodele și dreptele concurente și calculînd numărul de conode. Ordinea construcției: E_1R_1, R_1P_E, E_2R_2, $P_RR_2E_3$, ș.a.m.d., pînă la obținerea concentrației date a rafinatului.

Pentru construcția conodelor se folosește diagrama ajutătoare $X-Y$, care permite determinarea concentrației de echilibru Y, după mărimea dată X (sau invers). În cazul dat sînt necesare șase trepte de extracție. Alimentarea se face pe treapta a doua. În figura 8-18 se indică cum se determină numărul treptelor pe diagrama $X-Y$ (se ia în considerare că în acest caz liniile de lucru nu sînt drepte).

Mărimile curenților se calculează din ecuațiile bilanțurilor de materiale. Bilanțul componenților A și B este:

$$G_F = G'_R + G'_E$$

Bilanțul componentului B este:

$$X_FG_F = X_RG'_R + X_EG'_E$$

Rezolvînd sistemul de ecuații se obține:

$$1\,000 = G'_R + G'_E$$

$$0{,}05\cdot 1\,000 = 0{,}01\cdot G'_R + 0{,}6\cdot G'_E$$

Masa extractului este:

$$G'_E = G_E = 68 \text{ kg}$$

Masa rafinatului este:

$$G'_R = 932 \text{ kg}$$

Rezultă:

$$G_R = G'_R(1 + z_R) = 932(1 + 0{,}072) = 1\,000 \text{ kg}$$

Masa eterului în rafinat este:

$$1\,000 - 932 = 68 \text{ kg}$$

Masa extractului refluxat este:

$$G_{R,0} = G_ER_E = 68\cdot 5{,}51 = 375 \text{ kg}$$

Masa solventului îndepărtat în separator este:

$$G_{S,0} = (G_E + G_{R,0})Z_{E,1} =$$
$$= (68 + 375)\cdot 6{,}7 = 2\,970 \text{ kg}$$

Bilanțul general al instalației este:

$$G_F = G_S = G_E + G_{S,0} + G_R$$

$$1\,000 + G_S = 68 + 2\,970 + 1\,000$$

de unde se obține cantitatea necesară de solvent:

$$G_S = 3\,038 \text{ kg}$$

Exemplul 8-11. Într-un extractor în contracurent cu funcționare continuă se extrage, cu dietilenglicol, stiren din soluție 38% în etilbenzen. Productivitatea extractorului după amestecul inițial este de 100 kg/h. Întrucît extracția obișnuită în contracurent nu poate asigura puritatea cerută a separării, se utilizează extracția cu refluxarea unei părți din extract și rafinat. Extractul și rafinatul conțin, corespunzător 95% și 3% (masă) stiren după distilarea de solvent. Să se determine cantitatea necesară de solvent, compoziția și cantitatea extractului, ale rafinatului și ale refluxurilor, precum și numărul necesar de trepte teoretice de extracție, considerînd că refluxul extractului este de 1,5 ori mai mare decît cel minimal.

Rezolvare. După compunerea schemei procesului* și a construcției diagramelor de fază X, $Y - z$, Z și $X - Y$ (datele echilibrului nu se dau aici), se determină compoziția produselor și se trasează pe diagramă (fig. 8-20) punctele corespunzătoare lor.

* v. figura 8-9, *a*. Aparatul pentru distilarea solventului, indicat pe schemă printr-o steluță, nu face parte din instalația dată.

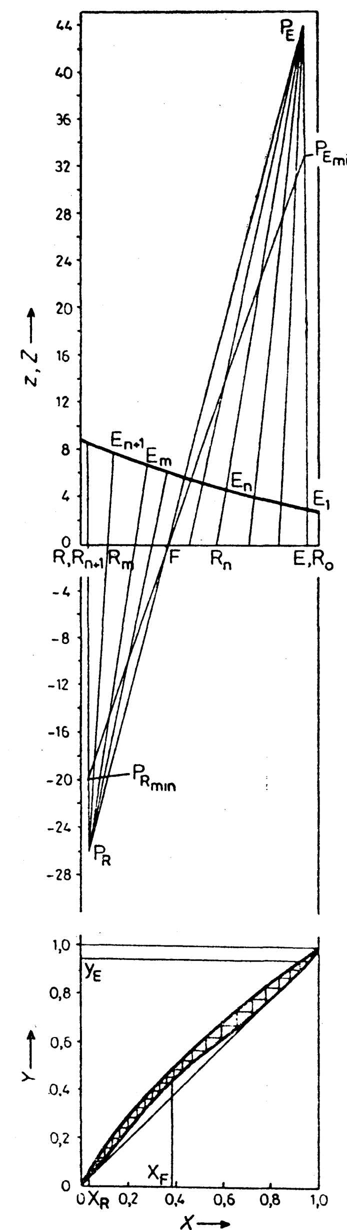


Fig. 8-20. Schița la exemplul 8-11.

Pe măsura aflării lor, datele se trec în tabela 8-6. Așa cum rafinatul pe orice porțiune a curbei rafinatului conține cantități foarte mici de solvent, instalarea unei coloane de distilare a rafinatului și a alteia pentru distilarea extractului nu este justificată, în acest caz.

Tabelul 8-6

Denumirea produsului	Simbolul punctului figurativ	Simbolul curentului	Compoziția (coordonate) $x(Y)$ kg B / kg(A + B)	$z(Z)$ kg C / kg(A + B)	Consum, kg/h
Amestecul inițial	F	G_F	0,38	0	100
Solventul îndreptat în amestecător	S^*	G_S	—	—	1 805,5
Extract brut	E_1	$G_{E,1}$	0,95	2,95	2 418
Extractul produs	E	G_E	0,95	0**	38
Extractul reflux	R_0	$G_{R,0}$	0,95	0**	575
Rafinatul produs	R	G_R	0,03	0,007***	62,5
Rafinatul reflux	R_{n+1}	$G_{R,n+1}$	0,03	0,007***	190
Soluția din amestecător	E_{n+1}	$G_{E,n+1}$	0,03	8,65	1 995,5
Solvent adăugat	—	ΔG_S	—	—	0,5****
Solvent după distilarea extractului	S_0^*	$G_{S,0}$	—	—	1 805
Polul părții de concentrare:					
— minimal	$P_{E\,min}$	—	0,95	3,3	—
— de lucru	P_E	—	0,95	43,5	—
Polul părții de epuizare:					
— minimal	$P_{R\,min}$	—	0,03	−20	—
— de lucru	P_R	—	0,03	−26,2	—

* Punctul figurativ lipsește pe diagramă.
** Purificarea are loc în întregime într-o singură coloană.
*** Purificarea nu este justificabilă.
**** Are loc pierderea unei cantități de solvent cu rafinatul produs (pur).

Coordonatele polurilor părții de concentrare și părții de epuizare a coloanei de extracție, corespunzătoare refluxurilor minimale, se determină ducînd prin punctul F o dreaptă, care se suprapune conodei, pînă la intersecția cu verticalele ce trec prin punctele E și R. Numărul de trepte de extracție va fi în acest caz infinit.

Refluxul minim este:

$$\frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{Z_{P,E\,min} - Z_{E,1}}{Z_{E,1} - z_{E,1}} = \frac{33 - 2,95}{2,95 - 0} = 10,35$$

$$\frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \frac{z_R - Z_{P,R\,min}}{Z_{E,n+1} - z_R} = \frac{0,007 + 20}{8,65 - 0,007} = 2,31$$

La refluxarea totală a extractului și a rafinatului în extractor:

$$\frac{G_{R,0}}{G_E} = \infty\,; \quad \frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \infty$$

$$Z_{P,E\,max} = \infty \qquad Z_{P,R\,max} = \infty$$

adică dreptele concurente se transformă în drepte paralele verticale. La aceasta corespunde numărul minim de trepte de extracție.

Se găsesc coordonatele polurilor la $\beta = 1,5$.

$$\frac{Z_{P,E} - 2,95}{2,95 - 0} = 10,35 \cdot 1,5; \quad Z_{P,E} = 43,53$$

Cantitatea de extract după regula segmentelor inverse este:

$$\frac{X_F - X_R \uparrow G_F}{\downarrow X_E - X_R \downarrow}$$
$$G_R \qquad\qquad G_E$$

$$G_E = \frac{G_F(X_F - X_R)}{X_E - X_R} = \frac{100(0,38 - 0,03)}{0,95 - 0,03} = 38,0 \text{ kg/h}$$

Refluxul extractului este:

$$G_{R,0} = 10,35 \cdot 2 \cdot 38,0 = 575 \text{ kg/h}$$

Cantitatea de rafinat (cu solventul antrenat) este:

$$G_S + G_R = (G_F - G_E)(1 + z_R) = (100 - 38,0)(1 + 0,007) = 62,5 \text{ kg/h}$$

Refluxul rafinatului este:

$$G_{R,n+1} = G_R \frac{Z_{P,E\,min} - Z_{P,E}}{Z_{E,n+2} - z_R} = 62,5 \frac{33 + 26.2}{8,65 - 0,007} \approx 190 \text{ kg/h}$$

Cantitatea solventului recirculat în decurs de o oră este:

$$G_{S,0} = (G_E + G_{R,0}) z_{E,1} = (38,0 + 575) \cdot 2,95 = 1\,805 \text{ kg/h}$$

Cantitatea solventului (egală cu pierderile cu rafinatul produs) este:

$$\Delta G_S = G_R z_R = 62 \cdot 0,007 \approx 0,5 \text{ kg/h}$$

Productivitatea după extractul brut (care se prelucrează în coloana de distilare):

$$G_{E,1} = G_{R,0} + G_E + G_{S,0} = 575 + 38 + 1\,805 = 2\,418 \text{ kg/h}$$

Consumul de soluție care pleacă din amestecător este:

$$G_{E,n+1} = G_S + G_{R,n+1} = 1\,805,5 + 190 = 1\,995,5 \text{ kg/h}$$

Consumul de solvent care intră în amestecător este:

$$G_S = G_{S,0} + \Delta G_S \approx 1\,805,5 \text{ kg/h}$$

Numărul necesar de trepte de extracție se determină mai ușor pe diagrama $X - Y$, din cauza contopirii dreptelor concurente și a conodelor. Se duc din polurile de lucru un șir de drepte concurente pînă la intersecția cu curbele marginale (punctele E_n, $R_n, \ldots, E_m$, R_m), iar pe diagrama $X - Y$ se găsesc punctele cu coordonatele X_R^n, $Y_E^n, \ldots, X_E^m$, Y_R^m. După trasarea prin aceste puncte a unei curbe continue (care este linia de lucru) se înscriu între linia de lucru și cea de echilibru treptele și se calculează numărul lor. În cazul dat sînt necesare 23 de trepte de extracție ; amestecul inițial se introduce pe treapta a 12-a de sus.

Exemplul 8-12. Într-un decantor vertical cu fund conic se află un reziduu și 7m³ soluție, care conține 2 t NaOH. După sedimentare se decantează partea transparentă în cantitate de 6 m³, se adaugă din nou în decantor 6 m³ apă curată și suspensia se amestecă. După a doua sedimentare se decantează din nou 6 m³ soluție curată. Trei soluții decantate de pe reziduu se amestecă și se îndreaptă spre evaporare. Să se determine : a) cantitatea de NaOH rămasă în reziduu (șlam) ; b) procentul de îndepărtare a NaOH ; c) procentul de NaOH conținut în soluție, care va merge la evaporare.

Rezolvare. a) în decantor are loc o triplă spălare a reziduului cu un raport al volumelor de soluție îndepărtată și soluție reținută $a = 6 : 1 = 6$. Corespunzător formulei (8-28), după tripla spălare, în șlam rămîne :

$$\frac{1}{(1+a)^3} = \frac{1}{7^3} = \frac{1}{343}$$

din cantitatea inițială de NaOH, sau :

$$G_{NaOH} = 2\,000 \frac{1}{343} = 5,8 \text{ kg}$$

b) se îndepărtează NaOH :

$$\frac{2\,000 \cdot 5,8}{2\,000} 100 = 99,7\%$$

După datele din tabela LIV, substanța extrasă, la triplă spălare cu o cantitate de șase ori mai mare de solvent, reprezintă 99,71%.

c) cantitatea de soluție este :

$$V_{sol} = 6 \cdot 3 = 18 \text{ m}^3.$$

NaOH conținut în soluție este :

$$G_{NaOH} = 2\,000 - 5,8 = 1\,994,2 \text{ kg}$$

sau

$$\frac{1\,994,2}{18\,000 + 1\,994,2} 100 \approx 10\%$$

Exemplul 8-13. În scopul îndepărtării cuprului, cenușile de pirită se supun arderii clorurante cu NaCl. În masa arsă, cuprul este conținut sub formă de $CuCl_2$. Conținutul în clorură cuprică reprezintă 11%. Produsul ars se supune

extracției într-o baterie în contracurent, cu ape acide, rezultate de la spălarea gazelor degajate. Masa solidă inertă reține 2 kg apă la 1 kg substanță solidă. Pe fiecare treaptă se atinge echilibrul. Cîte trepte sînt necesare în baterie pentru obținerea unei soluții care conține $CuCl_2$ 12% (masă), și pentru îndepărtarea a 98% Cu din produsul ars ?

Rezolvare. Deoarece faza solidă, la deplasarea dintr-o treaptă într-alta, reține o cantitate constantă de apă (în afară de prima treaptă întrucît în aceasta se introduce produsul ars, care pleacă din ea, reținînd 2 kg apă la 1 kg fază solidă), pentru determinarea numărului de trepte din instalație se poate folosi formula (8-32).

Se ia ca bază de calcul 100 kg de reziduu uscat solid, liber de cupru, și se calculează cantitatea produselor și a concentrațiilor.

Cu masa arsă se introduce și $CuCl_2$:

$$100 \cdot \frac{11}{89} = 12,36 \text{ kg}$$

Cu reziduul pleacă :

$$\frac{12,36(100-98)}{100} = 0,25 \text{ kg}$$

Cu extractul pleacă :

$$\frac{12,36 \cdot 98}{100} = 12,11 \text{ kg}$$

Se determină cantitatea de apă acidulată G_S care intră în instalație, luînd în considerație că 200 kg apă sînt duse de reziduul solid, iar restul se duce cu extractul :

$$\frac{(G_S - 200) \cdot 12}{12} = 12,11 \text{ kg}$$

de unde :

$$G_S = 288,8 \text{ kg}$$

Concentrația extractului (în kg la 100 kg apă) este :

$$y_E = \frac{12}{88} 100 = 13,64$$

Aceeași concentrație o va avea și soluția reținută de corpul solid, la trecerea din treapta întîi în a doua :

$$x_1' = y_E = 13,64$$

Concentrația $CuCl_2$ în soluția care pleacă cu reziduul solid, este :

$$x_R' = \frac{0,25}{200} 100 = 0,125$$

Apa acidă care intră în baterie nu conține săruri de cupru și concentrația ei este : $y_S = 0$.

Concentrația clorurii cuprice y_2 în curentul superior, care trece din treapta a doua în prima, se determină după bilanțul $CuCl_2$ pentru prima treaptă. Cantitatea de solvent în curentul superior reprezintă 288,8 kg. În prima treaptă se introduce la 100 kg masă inertă uscată 12,36 kg $CuCl_2$ și A kg cu 288,8 kg solvent din treapta a doua ; în total, $(12,36 + A)$ kg. Pleacă din prima treaptă : cu extractul 12,11 kg, cu soluția curentului inferior $\frac{13,64}{100} 200 = 27,28$ kg ; total $12,11 + 27,28 = 39,39$ kg.

Bilanțul $CuCl_2$ pentru prima treaptă este :

$$12,36 + A = 39,39 \text{ kg}$$

de unde :

$$A = 39,39 - 12,36 = 27,03 \text{ kg}$$

Concentrația $CuCl_2$ în curentul superior (în kg la 100 kg apă) :

$$y_2 = \frac{27,03}{288,8} 100 = 9,36$$

Numărul treptelor (fără prima) este :

$$n_c - 1 = \frac{\lg \frac{x_1 - y_2}{x_R - y_S}}{\lg \frac{x_1 - x_R}{y_2 - y_S}} = \frac{\lg \frac{13,64 - 9,36}{0,125 - 0}}{\lg \frac{13,64 - 0,125}{9,36 - 0}} = 10 \text{ trepte}$$

iar în total, $n_c = 10 + 1 = 11$ trepte.

Exemplul 8-14. Soda caustică se obține după relația :



$$Na_2CO_3 + CaO + H_2O = CaCO_3 + 2\,NaOH.$$

Produsele reacției intră în prima treaptă a unei baterii continue de extracție în contracurent cu trei trepte, cu un conținut de apă de 50% față de masa șlamului ($CaCO_3$). În continuare, la trecerea dintr-o treaptă în alta și la ieșirea din baterie, șlamul reține de 1,5 ori mai multă apă ca propia lui masă. Se caută obținerea unei îndepărtări de 98% a NaOH. Să se determine consumul de apă (la 100 kg șlam uscat) și concentrația soluțiilor pe fiecare treaptă.

Rezolvare. Pentru alcătuirea bilanțurilor de materiale pe fiecare treaptă nu se cunosc suficiente date.

După tabela LV, pentru realizarea unei îndepărtări de 97,5% a produsului la o extracție continuă în trei trepte, în contracurent, raportul cantităților de solvent și soluție reținută este de 3. Pentru aceste cifre se alcătuiesc consecutiv bilanțurile, începînd cu treapta a treia. Calculul se va face pentru 100 kg $CaCO_3$ uscat.

Pentru 100 kg $CaCO_3$, în prima treaptă se introduce 80 kg NaOH. Din această cantitate trec în extract 97,5% sau

$$\frac{80 \cdot 97,5}{100} \doteq 78 \text{ kg}$$

Se pierde cu soluția-reziduu :

$$80 - 78 = 2 \text{ kg}$$

100 kg șlam rețin o cantitate de apă egală cu :

$$100 \cdot 1,5 = 150 \text{ kg}$$

Concentrația soluției-reziduu (în kg NaOH la 1 kg soluție curată) :

$$x'_R = \frac{8}{150} = 0,0133$$

În sistem se introduc, prin treapta a treia, apă în calitate de solvent :

$$150 \cdot 3 = 450 \text{ kg}$$

În acest mod, în curentul superior trec prin instalație 450 kg apă, iar în cel inferior, împreună cu faza solidă, 150 kg.

Concentrația solventului $y_S = 0$.

Concentrația NaOH în curentul superior, care trece treapta a treia în a doua, este :

$$y_3 = x'_R = 0,0133 \text{ kg/kg}$$

Este cunoscută concentrația NaOH în curentul inferior x'_2. Ea se determină după bilanțul NaOH în treapta a treia :

$$450 y_S + 150 x'_2 = 150 x'_R + 450 y_3$$

$$450 \cdot 0 + 150 x'_2 = 150 \cdot 0,0133 + 450 \cdot 0,0133$$

$$150 x'_2 = 8$$

$$x'_2 = \frac{8}{150} = 0,0533 \text{ kg/kg}$$

Concentrația NaOH în curentul superior, care intră din treapta a doua în prima, este :

$$y_2 = x'_2 = 0,0533 \text{ kg/kg}$$

Este necunoscută doar concentrația NaOH în curentul inferior care iese din treapta întîi. Această concentrație se determină din bilanțul celei de-a doua trepte :

$$450 y_3 + 150 x'_1 = 450 y_2 + 150 x'_2$$

$$450 \cdot 0,0133 + 150 x'_1 = 450 \cdot 0,0533 + 150 \cdot 0,0533$$

$$150 x'_1 + 6 = 24 + 8$$

$$x'_1 = \frac{32 - 6}{150} = \frac{26}{130} = 0,1733 \text{kg/kg}$$

Pentru determinarea concentraţiei extractului în prima treaptă este necesar să se alcătuiască bilanţul apei pentru această treaptă, însemnînd prin A cantitatea de apă care pleacă o dată cu extractul :

$$A + 150 = 450 + 50$$

$$A = 350 \text{ kg}$$

Extractul conţine 78 kg NaOH. În consecinţă, concentraţia extractului în NaOH este :

$$y_E = \frac{78}{350 + 78} 100 = 18{,}2\% \text{ (masă)}$$

Exemplul 8-15. Instalaţia de extracţie a untdelemnului prelucrează în t/h „turte" (seminţe de floarea-soarelui presate şi parţial degresate), cu un conţinut de 28% untdelemn, cu 2,5% benzină. Benzina care se introduce în instalaţie în calitate de solvent recuperat conţine 1,5% untdelemn. Cantitatea de solvent introdus în instalaţie reprezintă 50% din greutatea „turtelor". După datele experimentale, cantitatea de soluţie, reţinută de faza solidă, este în funcţie de concentraţia uleiului (tabela 8-7).

Tabelul 8-7

Concentraţia kg untdelemn /kg soluţie	Cantitatea soluţiei reţinute kg/kg substanţă solidă	Concentraţia kg untdelemn/kg soluţie	Cantitatea soluţiei reţinute kg/kg substanţă solidă
0,0	0,500	0,4	0,550
0,1	0,505	0,5	0,571
0,2	0,515	0,6	0,595
0,3	0,530	0,7	0,620

Reziduul solid conţine, după extracţie, 5% untdelemn.

Să se determine : 1) cantitatea şi concentraţia extractului ; 2) cantitatea şi concentraţia soluţiei-reziduu, reţinută de faza solidă ; 3) numărul de trepte de extracţie.

Rezolvare. Problema se rezolvă, prin metoda grafică, cu diagrama rectangulară în sistemul de coordonate $X' - z'$ (fig. 8-21).

Datele primei coloane din tabela 8-7 reprezintă raportul $X' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$. Datele celei de-a doua coloane — cantităţile de masă ale soluţiei la unitatea de masă a substanţei solide — trebuie : recalculate în valori inverse ; atunci, ele vor exprima relaţia $z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$, adică cantităţile fazei solide la unitatea de masă de soluţie (tabela 8-8).

Datele din tabela 8-8 reprezintă în sine coordonatele punctelor curbei curentului inferior (fig. 8-21). În curentul superior nu există fază solidă ($y = 0$), de aceea linia curentului superior se contopeşte cu axa absciselor. După trasarea curbei se trasează pe diagramă liniile bilanţului de materiale.

Tabelul 8-8

$X' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$	$z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$	$X' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$	$z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$
0,0	2,0	0,4	1,818
0,1	1,980	0,5	1,715
0,2	1,942	0,6	1,681
0,3	1,887	0,7	1,613

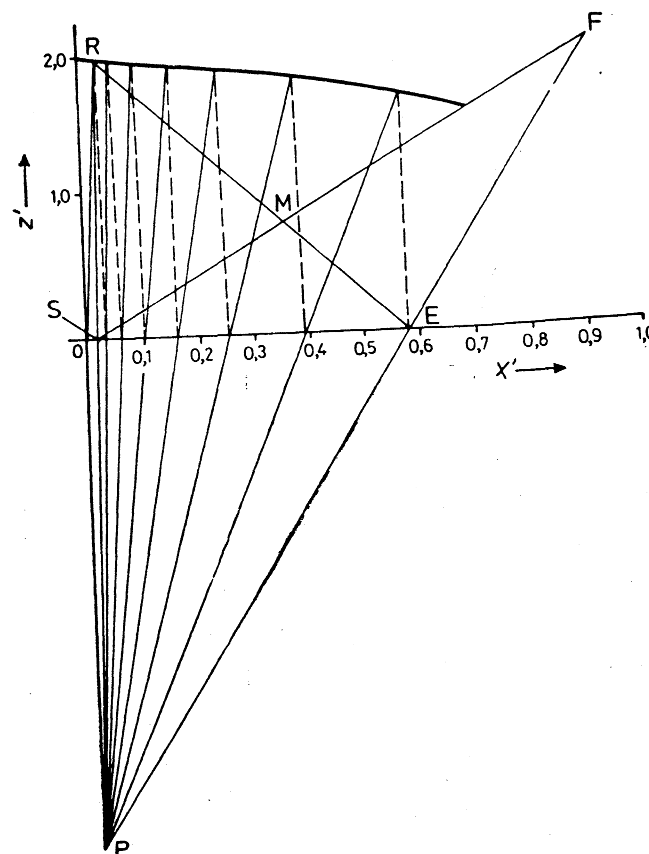


Fig. 8-21. Schiţa la exemplul 8-15.

Se determină coordonatele punctului F care corespunde la compoziţia „turtei" ce intră la extracţie. După condiţiile problemei rezultă:

$$X_F' = \frac{28}{28 + 2,5} = 0,92$$

$$z_F' = \frac{100 - 28 - 2,5}{28 + 2,5} = 2,12$$

Coordonatele punctului S corespund compoziţiei solventului:

$$x_S = \frac{1,5}{100} = 0,015 \; ; \quad z_S = 0$$

Punctele F şi S se introduc pe diagramă, se unesc printr-o dreaptă care se împarte, după regula segmentelor inverse, prin punctul M, în părţi proporţionale cu cantităţile de produse ce intră, excluzînd substanţa solidă insolubilă (astfel, pe aceste diagrame nu se poate utiliza regula segmentelor inverse). Solventul intră în instalaţie în cantitate de 50% faţă de masa „turtelor". Dacă se consideră această masă ca unitate, atunci partea lichidă din ea constituie 0,28 + 0,025 = 0,305 unităţi de masă, iar solventul 0,5 unităţi de masă. Punctul M se află la distanţa 0,305(0,5 + 0,305) = 0,38 a segmentului SF, calculînd de la S.

Valori numerice pentru construcţia liniei consumului RE nu sînt date. Este cunoscut doar, că linia RE intersectează SF în punctul M şi că punctul R se află pe curbă, iar punctul E — pe axa absciselor, întrucît ordonata lui $x_E' = 0$. Nedispunînd de coordonatele punctului R, se poate determina totuşi raportul lor, întrucît din condiţiile problemei se ştie că reziduul conţine, după extracţie, 5% untdelemn:

$$\frac{z_R'}{X_I'} = \frac{\dfrac{x_{AR}}{x_{BR} + x_{CR}}}{\dfrac{x_{BR}}{x_{BR} + x_{CR}}} = \frac{x_{AR}}{x_{BR}} = \frac{95}{5} = 19$$

Dreapta care trece prin originea coordonatelor şi care are panta egală cu 19 intersectează curba în punctul R. Ducînd asemenea dreaptă, se înseamnă punctul R pe curbă. Unind punctul R cu punctul M şi ducînd dreapta pe axa absciselor, se găseşte punctul E.

Se determină pe diagramă abscisele punctelor R, M şi E:

$$X_R' = 0,03 \; ; \quad X_M' = 0,36 \; ; \quad X_E' = 0,58$$

În instalaţie intră faza lichidă cu „turtele" şi cu solventul:

$$1\,000 \cdot 0,305 + 1\,000 \cdot 0,5 = 805 \text{ kg/h}$$

Această cantitate se împarte între reziduu şi extract, proporţional cu segmentele EM şi MR. Pentru calcul se pot folosi abscisele capetelor segmentelor:

$$G_R = \frac{X_E' - X_M'}{X_E' - X_R'} 805 = \frac{0,58 - 0,36}{0,58 - 0,03} \cdot 805 = 322 \text{ kg/h}$$

Cantitatea soluţiei-reziduu reprezintă 322 kg/h, iar compoziţia ei se determină din presupunerea că untdelemnul, pierdut în reziduu, este conţinut în această soluţie:

$$\frac{1\,000 \cdot 0,695 \cdot 5}{95 \cdot 322} 100 = 11,7\%$$

Cantitatea de extract este:

$$G_E = 805 - 322 = 483 \text{ kg/h}$$

Conţinutul uleiului în extract este:

$$\frac{100 \cdot 0,28 - \dfrac{1\,000 \cdot 0,695 \cdot 5}{95}}{483} 100 = 50,4\%$$

Pentru determinarea numărului de trepte, prin punctele F, E şi R, S se duc două drepte pînă la întretăierea lor în polul P. Întrucît la extracţia corpurilor solide în fiecare treaptă a instalaţiei este o singură soluţie cu o singură concentraţie, toate conodele vor fi linii verticale. Se ridică perpendiculara din punctul E — conoda primei trepte — pînă la intersecţia cu curba marginală. Punctul intersecţiei conodei cu curba marginală se uneşte printr-o dreaptă cu punctul P. Din punctul de intersecţie al acestei drepte cu axa absciselor, se ridică din nou perpendiculara pînă la intersecţia cu curba, ş.a.m.d., pînă cînd se ajunge în punctul R sau în imediata lui apropiere.

Numărul conodelor indică numărul treptelor. În cazul dat sînt necesare şapte trepte de extracţie.

8.3. PROBLEME

8-1. Să se construiască diagrama triunghiulară de echilibru pentru sistemul apă—acid acetic — eter etilic la 25°C, folosindu-se datele din tabela 9-4. Să se compare diagrama obţinută cu diagrama X, $Y - z$, Z (v. exemplul 8-8).

8-2. Să se determine compoziţia şi cantitatea fazelor existente, în care se stratifică amestecul de 10 kg apă, 5 kg eter etilic şi 5 kg acid acetic. La îndepărtarea cărei cantităţi de eter etilic acest amesteec încetează să se stratifice?*

8-3. Acidul acetic se extrage dintr-o soluţie apoasă de 15% (masă) la 25°C. Masa amestecului iniţial este de 1 200 kg. Să se determine compoziţia şi cantitatea produselor finale după distilarea solventului, dacă extracţia se face cu eter în curent încrucişat. Procesul se realizează în două trepte la un raport al masei solventului faţă de masa amestecului iniţial de 1,5*.

8-4. Acidul acetic se extrage în contracurent cu eter etilic din soluţie apoasă, care conţine 20% (masă) de acid. Să se determine cantitatea necesară de solvent la 1 000 kg/h amestec iniţial şi numărul treptelor teoretice de extracţie, dacă extractul trebuie să conţină 60% (masă), iar rafinatul nu mai mult de 2% (masă) acid (după distilarea solventului).

8-5. Acidul benzoic se extrage dintr-o soluţie apoasă care conţine 1,5 kg la 1 m³ apă, spălîndu-se apoi cu benzen, care conţine 0,2 kg acid benzoic la 1 m³ benzen, la un raport al volumelor de apă şi benzen $V_F : V_S = 4$. Să se determine cîte spălări vor fi necesare, dacă concentraţia finală a benzenului în apă este de 0,2 kg/m³. Să se determine, de asemenea, compoziţiile extractelor obţinute. Datele de echilibru la temperatura de lucru sînt:

concentraţia acidului benzoic în apă, în kg/m³	0,104	0,456	0,707	1,32	1,56
concentraţia acidului benzoic în benzen, în kg/m³	0,182	2,45	6,12	18,2	24,5

* Pentru rezolvare se va folosi diagrama triunghiulară construită la problema de control 8-1.

8-6. Într-un extractor în contracurent se extrage 1,4-dioxan dintr-o soluţie apoasă de 25% cu benzen care conţine 0,5% (masă) dioxan. Concentraţia finală a dioxanului în apă este de 2% (masă). Să se determine : a) cantitatea minimală de solvent pentru 100 kg amestec iniţial ; b) numărul necesar de trepte teoretice de extracţie ; c) compoziţia extractului, luînd cantitatea de solvent de 1,5 ori mai mare decît cea minimală. Datele de echilibru se găsesc în exemplul 8-6.

Tabelul 8-9

Stratul apos			Stratul eteric		
apă	acid acetic	eter izopropilic	apă	acid acetic	eter izopropilic
98,1	0,69	1,2	0,5	0,18	99,3
97,1	1,41	1,5	0,7	0,37	98,9
95,5	2,89	1,6	0,8	0,79	98,4
91,7	6,42	1,9	1,0	1,93	97,1
84,4	13,30	2,3	1,9	4,82	93,3
71,1	25,50	3,4	3,9	11,40	84,7
58,9	36,70	4,4	6,9	21,60	71,5
45,1	44,30	10,6	10,8	31,10	58,1
37,1	46,40	16,5	15,1	36,20	48,7

8-7. Să se construiască diagramele de fază ale echilibrului în coordonatele X, $Y - z$, Z şi $X - Y$ pentru sistemul apă—acid acetic — eter izopropilic la 20°C, folosindu-se datele tabelei 8-9. Nu trebuiesc duse liniile de legătură pe diagrama X, $Y - z$, Z. Să se determine concentraţiile maxime ale extractului la operarea în contracurent pentru concentraţii ale amestecurilor iniţiale de 5 şi 10% (masă).

8-8. Să se determine cantitatea minimală de reflux, de extract şi, corespunzător lui, cantitatea minimală de solvent pentru 100 kg amestec iniţial apă—acid acetic cu un conţinut în ultimul de 10% (masă), dacă extracţia se realizează cu eter izopropilic la 20°C. Extractul, după distilarea solventului, trebuie să conţină 75% (masă) acid acetic, iar rafinatul 1% (masă) ; solventul se distilă în întregime*.

8-9. Să se rezolve problema 8-8, considerînd cantitatea de reflux dublă faţă de cea minimală. De asemenea să se determine numărul de trepte teoretice de extracţie*.

Tabelul 8-10

Stratul de rafinat		Stratul de extract	
X	Z	Y	Z
0	0,064	0	15,7
0,085	0,064	0,150	13,8
0,216	0,070	0,365	11,2
0,445	0,078	0,623	8,2
0,525	0,079	0,700	7,33
0,610	0,087	0,770	6,58
0,730	0,099	0,870	5,67
0,810	0,105	0,920	5,10
0,885	0,117	0,960	4,80
1,0	0,124	1,0	4,70

8-10. Să se construiască diagramele de fază ale echilibrului, în coordonatele X, $Y - z$, Z pentru sistemul *n*-heptan-metil-ciclohexan-anilină la 25°C. Datele echilibrului se vor lua din tabela 8-10. Să se determine ce concentraţie a produsului se poate obţine, prelucrînd o soluţie de 40% metilciclohexan în heptan, cu anilină pură la o extracţie obişnuită în contracurent. Să se determine, de asemenea, numărul minim de trepte de extracţie (la un reflux total al extractului şi rafinatului), dacă extractul conţine 98% (masă), iar rafinatul 1% (masă) metilciclohexan (după distilarea din solvent).

* Pentru rezolvarea problemei să se folosească diagrama de echilibru construită după datele din exemplul 8-7 (fig. 8-18).

8-11. Metilciclohexanul se extrage cu anilină din soluţia lui de 40% în heptan la 25°C, într-o instalaţie de extracţie cu refluxarea parţială a extractului şi a rafinatului. Extractul conţine 98% (masă), iar rafinatul 1% (masă) metilciclohexan (excluzînd solventul). Raportul cantităţilor extract—reflux şi extract—produs se consideră de 1,615 ori mai mare ca cel minimal. Să se determine numărul de trepte de extracţie, compoziţia şi cantitatea rafinatului, ale extractului, refluxurilor şi solventului pentru 100 kg/h amestec iniţial.

8-12. Într-o baterie de trei decantoare în contracurent, fiecare avînd o capacitate de 7 m³, se introduc 2 t soluţie NaOH în 1 m³ apă, împreună cu reziduul de $CaCO_3$, şi se separă 6 m³ soluţie concentrată, pentru evaporare. Se introduc apoi în baterie, ca solvent, 6 m³ apă curată la 2 000 kg NaOH. Reziduul de $CaCO_3$, la trecerea dintr-o treaptă în alta şi la îndepărtarea din baterie, reţine 1 m³ soluţie. Să se determine : a) cantitatea de NaOH în şlam (noroi) ; b) gradul de extracţie la NaOH ; c) conţinutul procentual de NaOH în soluţia care trece la evaporare.

8-13. Să se determine numărul treptelor de extracţie în condiţiile exemplului 8-12, dacă gradul de îndepărtare a NaOH este egal cu 0,98.

8-14. Să se determine numărul treptelor de extracţie în condiţiile exemplului 8-13, dacă concentraţia extractului în $CuCl_2$ va fi egală cu 9% (masă), iar gradul de îndepărtare al cuprului 92%.

8-15. O fabrică prelucrează în 24 de ore 10 t sulfură de bariu cu cantitatea corespunzătoare de sodă şi 35 t apă în scopul obţinerii carbonatului de bariu şi a soluţiei de sulfură de sodiu. Prelucrarea are loc într-o baterie în contracurent cu cinci trepte. Reziduul de carbonat de bariu, în timpul procesului, reţine o cantitate dublă (după masă) de apă. Ca rezultat al prelucrării se obţine o soluţie de 10% sulfură de sodiu. Se datoreşte obţinerea unei extracţii de 98% a sulfurii de sodiu. Să se determine : a) pierderile de sulfură de sodiu în reziduu ; b) cantitatea de apă necesară de adăugat în calitate de solvent ; c) concentraţiile în fiecare extractor.

8-16. Într-o baterie de extracţie în contracurent se extrage sodă caustică din produsele reacţiei :



$$Na_2CO_3 + CaO + H_2O = CaCO_3 + 2\,NaOH$$

Amestecul intră în baterie conţinînd 50% apă din masa reziduului ($CaCO_3$). Din acest amestec, în baterie se extrage 95% NaOH, la care se obţine 15% soluţie. Cîtă apă şi cît solvent trebuie să se introducă în baterie şi cîte trepte trebuie să aibă bateria, dacă din datele experimentale este cunoscut că reziduul reţine soluţie în cantităţi dependente de concentraţia lui în NaOH în el.

Concentraţia NaOH, % (masă)	Soluţie reţinută la 1 kg de reziduu, kg	Concentraţia NaOH % (masă)	Soluţie reţinută la 1 kg de reziduu, kg
0	1,39	15	2,70
5	1,72	20	3,85
10	2,04		

9. ADSORBŢIA

9.1. BAZELE TEORETICE ŞI FORMULE DE CALCUL

1. În procesul adsorbţiei, limita de adsorbţie o constituie, la o temperatură dată, pentru fiecare adsorbant şi substanţă adsorbită echilibrul dintre concentraţia în adsorbant (aşa numita activitate statică) a_0^* şi presiunea parţială p (sau concentraţia $\bar{C}_v$) a substanţei adsorbite în amestecul vapori-gaz sau în amestecul lichid.

Curba de echilibru la temperatură constantă $a_0^* = f(p)$ se numeşte izotermă de adsorbţie şi serveşte drept caracteristică de bază a staticii procesului. La presiuni parţiale relativ ridicate p, concentraţia substanţei adsorbite a_0^* se apropie de valoarea constantă a_∞, caracterizînd starea de maximă saturaţie posibilă a adsorbantului la temperatura dată.

Între concentraţia $\bar{C}_v$ (în kg/m³) a substanţei adsorbite în amestecul gazos şi presiunea sa parţială p, după ecuaţia lui Clapeyron există proporţionalitatea directă.

$$\bar{C}_v = \frac{p}{RT} \tag{9.1}$$

unde R — constanta gazelor, J/kg·K.

2. Cele mai complete ecuaţii ale izotermelor de adsorbţie, neavînd în coordonatele $a_0^* - p$ puncte de inflexiune şi care ţin seamă şi de particularităţile structurale ale solvenţilor sînt ecuaţiile lui Dubinin, obţinute pe baza teoriei umplerii volumice a microporilor*.

Pentru solvenţi cu micropori avînd o structură omogenă a microporilor (zeoliţi sintetici) această ecuaţie are forma :

$$a_0^* = \frac{W_0}{V} \cdot e^{-B\frac{T^2}{\beta^2}\left(\lg\frac{ps}{p}\right)^2} \tag{9.2}$$

Pentru adsorbanţi cu structuri microporoase complexe (silicageluri cu pori mici, cărbuni activi) :

$$a_0^* = \frac{W_{01}}{V} \cdot e^{-B\frac{T^2}{\beta^2}\left(\lg\frac{ps}{p}\right)^2} + \frac{W_{02}}{V} \cdot e^{-B_2\frac{T^2}{\beta^2}\left(\lg\frac{ps}{p}\right)^2} \tag{9.3}$$

* Vezi Dubinin M. M. ş.a., culegerea „Zeoliţi sintetici", Editura AN U.R.S.S., 1962, p. 7; Dubinin M. M., culegerea „Zeoliţii — sinteza lor, proprietăţi şi aplicaţii", Editura Nauka, 1965, p. 5.

în care : a_0^* este cantitatea adsorbită, mmol/g ;
W_0 şi B, W_{01} şi B_1, W_{02} şi B_2 — constante, care caracterizează adsorbantul ;
V — volumul molar, al substanţei adsorbite în stare lichidă ;
T — temperatura absolută, K ;
β — coeficient de afinitate al vaporilor adsorbitului în raport cu substanţa standard (de obicei benzen) ;
ps/p — raportul dintre presiunea vaporilor saturanţi ai componentului adsorbit şi presiunea sa parţială.

3. În conformitate cu teoria lui Eucken-Polany, avînd izoterma de adsorbţie a vaporilor standard la temperatura T_1, se poate calcula izoterma de adsorbţie a altor vapori la temperatura T_2.

Pentru calculul mărimii de adsorbţie serveşte formula :

$$a_2^* = \frac{a_1 V_1}{V_2} \tag{9.4}$$

în care : a_0^* este ordonata izotermei substanţei standard (de obicei benzen), kg/kg sau mmol/g ;
a_2^* — ordonata izotermei căutate, kg/kg sau mmol/g ;
V_1 şi V_2 — volumele molare ale substanţei standard şi ale substanţei cercetate (în stare lichidă), m³/kmol.

Volumele molare se calculează după formula :

$$V = \frac{M}{\rho} \tag{9.5}$$

în care : M este masa moleculară, kg/kmol ;
ρ — densitatea lichidului, kg/m³.

Presiunile se calculează după formula :

$$\lg p_2 = \lg p_{s,2} - \beta\frac{T_1}{T_2}\lg\frac{p_{s,1}}{p_1} \tag{9.6}$$

în care : p_1 şi p_2 sînt presiunile parţiale ale substanţei standard şi ale substanţei concentrate, mm Hg ;
$p_{s,1}$ — presiunea vaporilor saturanţi ai substanţei standard, la temperatura absolută T_1, exprimată în K, mm Hg ;
$p_{s,2}$ — presiunea vaporilor saturanţi ai substanţei cercetate la temperatura absolută T_2, exprimată în K, mm Hg ;
β — coeficientul de afinitate, egal cu raportul volumelor molare :

$$\beta = \frac{V_2}{V_1} \tag{9.7}$$

În tabelul 9.1 sînt daţi coeficienţii de afinitate β pentru o serie de substanţe. Ca substanţă standard se consideră benzenul.

Tabelul 9-1

Substanţa	β	Substanţa	β
Alcool metilic	0,40	Acid acetic	0,97
Bromură de metil	0,57	Benzen	1,00
Alcool etilic	0,61	Ciclohexan	1,03
Acid formic	0,61	Tetraclorură de carbon	1,05
Sulfură de carbon	0,70	Eter etilic	1,09
Clorură de etil	0,76	Pentan	1,12
Propan	0,78	Toluen	1,25
Cloroform	0,86	Cloropicrină	1,28
Acetonă	0,88	Hexan	1,35
Butan	0,90	Heptan	1,59

Pentru calculul punctelor izotermei vaporilor concentraţi se fixează pe curba substanţei standard coordonatele a_1^* şi p_1, valorile $p_{s,1}$, $p_{s,2}$ se obţin din tabelele de presiune ale vaporilor saturanţi iar p_2 se calculează din formula (9.6).

4. Căldura de adsorbţie este constituită din căldura de condensare şi căldura de umectare. Practic se poate considera că valoarea căldurii de adsorbţie a substanţelor organice nu depinde de temperatură. Dependenţa dintre căldura specifică de adsorbţie q (în J/kg cărbune) şi cantitatea de vapori adsorbiţi (pentru substanţele marcate cu asterisc în tabelul LIII este dată de formula [9.3] ·

$$q = m \cdot a^n \qquad (9\text{-}8)$$

unde : a este cantitatea de vapori adsorbiţi, dm³/kg cărbune ;
m şi n — constante, ale căror valori sînt indicate în tabelul 9.2.

Tabelul 9-2

Substanţa	Formula	n	$m \cdot 10^3$
Alcool etilic	C_2H_5-OH	0,928	3,65
Alcool metilic	CH_3-OH	0,938	3,11
Benzen	C_6H_6	0,959	3,24
Brometan	C_2H_5Br	0,900	3,77
Cloretan	C_2H_5Cl	0,915	3,06
Cloroform	$CHCl_3$	0,935	3,47
Eter etilic	$(C_2H_5)_2O$	0,9215	3,84
Etilformiat	$HCOOC_2H_5$	0,9075	3,96
Iodetan	C_2H_5I	0,956	3,10
Sulfură de carbon	CS_2	0,9205	3,15
Tetraclorură de carbon	CCl_4	0,930	3,74

La adsorbţia vaporilor de apă de către cărbune, căldura de adsorbţie variază cu temperatura în modul următor :

Temperatura, °C	−15	10	40	80	128	187
Căldura de adsorbţie $q \cdot 10^{3}$, J/kmol	46 500	41 900	39 000	34 800	30 900	21 800

Dacă lipsesc date experimentale, căldura de adsorbţie (raportată la 1 kmol de gaz) se calculează dintr-o formulă aproximativă, analogă cu legea lui Trouton :

$$\frac{q}{\sqrt{T_f}} = \text{const} \qquad (9\text{-}9)$$

în care : q este căldura de adsorbţie, J/kmol gaz ;
T_f — temperatura de fierbere a substanţei adsorbite la presiunea atmosferică, K.

Mărimea constantei depinde de natura adsorbantului ; de exemplu, pentru cărbune activ ea este egală cu 2 180.

Căldura de adsorbţie (mJ/kmol) se poate calcula şi după formula :

$$q = \frac{44 \cdot 10^3 \lg \frac{p_2}{p_1}}{\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}} \qquad (9\text{-}10)$$

în care : p_1, p_2 este presiunea substanţei adsorbite în prezenţa adsorbantului, la temperaturile T_1 şi T_2, exprimate în K.

5. În practică adsorbţia gazelor şi vaporilor, de regulă, are loc în condiţii dinamice dintr-un curent de gaz purtător. În acest caz stratul de sorbant se caracterizează prin mărimea capacităţii dinamice de adsorbţie (activităţii) a_d, dată de cantitatea substanţei adsorbite (sorbite) de stratul de sorbant în momentul apariţiei din strat a concentraţiei de penetraţie :

$$a_d = \bar{C}_0 \cdot W \cdot \tau \qquad (9.11)$$

în care : a_d este capacitatea dinamică de adsorbţie a stratului de sorbant, kg/m³ ;
$\bar{C}_0$ — concentraţia iniţială a substanţei adsorbite în curentul de gaz, kg/m³ ;
W — viteza amestecului vapori-gaz raportată la întreaga secţiune a aparatului, m/s ;
τ — timpul acţiunii protectoare, s.

Gradul de folosire a capacităţii de adsorbţie la echilibru $\eta = \frac{a_d}{a_0^*}$ (a_0^* — capacitatea de adsorbţie statică, la echilibru, a stratului de adsorbant, kg/m³) a sorbanţilor microporoşi în procesul dinamic, la o grosime a stratului de 30—50 mm, la viteze ale curentului de amestec vapori-aer de la 0,3 la 0,5 m/s şi la concentraţii iniţiale ale sorbiţilor de 10—20 g/m³, reprezintă de obicei 0,8—0,9.

6. Procesul de adsorbţie în condiţii dinamice se poate caracteriza printr-o ecuaţie cinetică, după care viteza de adsorbţie (sau cantitatea de substanţă

care se adsoarbe în unitatea de timp şi în unitatea de volum de adsorbant) este direct proporţională cu coeficientul de transfer de masă şi forţa motoare a procesului :

$$\frac{da}{d\tau} = \beta_y(\bar{C} - \bar{C}^*) \qquad (9.12)$$

în care : $\bar{C}$ este concentraţia substanţei adsorbite în amestecul vapori-gaz, kg/m³ gaz inert ;
$\bar{C}^*$ — concentraţia substanţei adsorbite în amestecul vapori-gaz, la echilibrul de adsorbţie, în unitatea de volum a adsorbantului, kg/m³ gaz inert ;
β_y — coeficientul cinetic (coeficientul de transfer de masă), s^{-1}.

Pentru calculele orientative ale coeficientului de transfer de masă β_y în cazul adsorbţiei pe cărbune activ ($d = 1,7 - 2,2$ mm, viteza fluxului $W = 0,3 - 2$ m/s) se utilizează ecuaţia (cu condiţia ca izoterma de adsorbţie să fie descrisă de ecuaţia lui Langmuir) :

$$Nu' = 1,6\ Re^{0,54} \qquad (9.13)$$

în care :

$$Nu' = \frac{\beta_y \cdot a^*}{D}; \quad Re = \frac{wd}{\nu}$$

d este diametrul mediu al particulelor adsorbantului, m ;
D — coeficientul de difuziune al substanţei adsorbite în gaz la temperatura procesului, m²/s ;
w — viteza curentului amestecului gaz-vapori, calculată la secţiunea liberă a aparatului, m²/s ;
ν — coeficientul viscozităţii cinematice a amestecului vapori-gaz, m²/s.

7. Procesul de adsorbţie în condiţii dinamice se poate de asemenea caracteriza prin timpul scurs de la începutul trecerii amestecului gaz-vapori peste stratul de adsorbant pînă în momentul străpungerii, cînd apare substanţa adsorbită în spatele stratului de adsorbant. Acest interval de timp se numeşte timp de acţiune protectoare a stratului de adsorbant şi se determină din ecuaţia lui Şilov :

$$\tau = K(H - h) \qquad (9.14)$$

în care $Kh = \tau_0$

Prin urmare

$$\tau = K \cdot H - \tau_0 \qquad (9.15)$$

în care :

K este coeficientul acţiunii protectoare a stratului de sorbant, s/m ;
H — înălţimea stratului de sorbant, m ;
h — înălţimea stratului nefolosit de sorbant în condiţiile experienţei dinamice, m ;
τ — timpul acţiunii protectoare, s ;
τ_0 — coeficientul cinetic sau pierderea de timp a acţiunii protectoare a stratului de adsorbant, s.

Coeficientul acţiunii protectoare a stratului se poate calcula cu formula :

$$K = \frac{a_0^*}{w \cdot \bar{C}_0} \qquad (9.16)$$

în care : a_0^* este activitatea de echilibru a adsorbantului, kg/m³ ;
W — viteza amestecului gaz-vapori, raportată la întreaga secţiune a aparatului, m/s ;
$\bar{C}_0$ — concentraţia iniţială a substanţei adsorbite în amestecul vapori-gaz, kg/m³.

8. Pentru unul şi acelaşi adsorbant şi substanţă adsorbită, la concentraţie şi temperatură a amestecului vapori-gaz constante, se pot folosi următoarele relaţii, care dau aşa numitele caracteristici dinamice B_1 şi B_2 :

$$B_1 = K_1 \cdot W = K_2 \cdot W_2 = \frac{a_0^*}{\bar{C}_0} = \text{const.} \qquad (9.17)$$

$$B_2 = \frac{\tau_{0,1}\sqrt{w_1}}{d_{p,1}} = \frac{\tau_{0,2}\sqrt{w_2}}{d_{p,2}} = \text{const.} \qquad (9.18)$$

în care : K este coeficientul acţiunii protectoare a stratului, s/m ;
w — viteza curentului vapori-gaz, m/s ;
τ_0 — pierderea de timp a acţiunii protectoare a stratului, s ;
d_p — diametrul mediu al particulelor de absorbant, m.

9. Durata adsorbţiei în procesele periodice se obţine prin rezolvarea sistemului compus din ecuaţia bilanţului de materiale scris pentru substanţa adsorbită, ecuaţia cinetică a adsorbţiei şi ecuaţia izotermei de adsorbţie.

Izoterma de adsorbţie se împarte în trei părţi : prima, caracterizată prin raportul $p/p_s < 0,17$ (faţă de benzen), pentru a doua $p/ps \approx 0,17 \div 0,5$ şi pentru a treia $p/ps > 0,5$.

La determinarea duratei procesului din izoterma de adsorbţie şi concentraţia iniţială a amestecului vapori-gaz cercetat $\bar{C}_0$, se găseşte a_0^* şi se stabileşte în care domeniu al izotermei se include valoarea $\bar{C}_0^*$. Apoi se calculează coeficientul de transfer de masă β_y din formula (9-13).

În funcţie de poziţia mărimii $\bar{C}_0$ pe izotermă se aplică una din următoarele trei metode de determinare a duratei de adsorbţie [9-3] :

a) pentru primul domeniu, în care izoterma de adsorbţie se consideră lineară şi aproximativ urmează legea lui Henry, se utilizează formula :

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{a_0^*}{w \cdot \bar{C}_0}} \cdot \sqrt{H} - b\sqrt{\frac{a_0^*}{\beta_y \cdot \bar{C}_0}} \qquad (9\text{-}19)$$

în care : τ este durata adsorbţiei, s ;
w — viteza curentului gaz-vapori, raportată la întreaga secţiune a aparatului, m/s ;
H — înălţimea stratului de cărbune activ, m ;
$\bar{C}_0$ — concentraţia iniţială a substratului adsorbite în curentul gaz-vapori, kg/m³ ;

a_0^* — cantitatea de substanţă adsorbită, în echilibru cu concentraţia curentului, $\bar{C}_0$, kg/m³ (stabilită după izoterma de adsorbţie, în kg/kg şi înmulţită cu densitatea în vrac a cărbunelui, în kg/m³);

β_v — coeficientul de transfer de masă, s^{-1}.

Valoarea coeficientului b se determină pentru o serie de valori $\bar{C}/\bar{C}_0$ din tabelul 9.3 ($\bar{C}$ este conţinutul de substanţă adsorbită în curentul gazos, care iese din adsorbant, kg/m³).

Tabelul 9-3

$\bar{C}/\bar{C}_0$	b	$C/\bar{C}_0$	b	C/C_0	b
0,005	1,84	0,2	0,63	0,7	−0,27
0,01	1,67	0,3	0,42	0,8	−0,46
0,03	1,35	0,4	0,23	0,9	−0,68
0,05	1,19	0,5	0,07		
0,1	0,94	0,6	−0,10		

b) pentru al doilea domeniu al izotermei de adsorbţie se utilizează ecuaţia:

$$\tau = \frac{a_0^*}{w \cdot \bar{C}_0}\left\{H - \frac{w}{\beta_v}\left[\frac{1}{P}\ln\left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1\right) + \ln\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1\right]\right\} \quad (9\text{-}20)$$

Aici $P = \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}^*}$

$\bar{C}^*$ — conţinutul de substanţă în curentul gazos, în echilibru cu jumătate din cantitatea maxim adsorbită de adsorbantul dat, adică în echilibru cu $a_\infty/2$, kg/m³.

c) pentru al treilea domeniu al izotermei de adsorbţie:

$$\tau = \frac{a_0^*}{w \cdot \bar{C}_0}\left[H - \frac{w}{\beta_v}\ln\left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1\right)\right] \quad (9\text{-}21)$$

10. O caracteristică cinetică destul de importantă a procesului de adsorbţie este înălţimea zonei de transfer de masă (înălţimea stratului de lucru), h_0, care se calculează pe baza curbelor rezultate din ecuaţia*:

$$h_0 = H\frac{\tau_{sat} - \tau_{str}}{\tau_{sat} - (1 - f)(\tau_{sat} - \tau_{str})} \quad (9\text{-}22)$$

în care: H este înălţimea stratului de adsorbant;

τ_{sat} — timpul pînă la saturarea de echilibru;

τ_{str} — timpul acţiunii de protecţie la o concentraţie de străpungere minimă indicată;

f — capacitatea de adsorbţie a adsorbantului, la echilibru, nefolosită în condiţiile experienţei dinamice în zona transferului de masă (pentru adsorbanţii microporoşi în zona transferului de masă $f \approx 0,5$).

* Michaels, A. Ind. Eng. Chem., 1952, V. 44, p. 1922.

11. Procesul continuu de adsorbţie se efectuează în aparate de adsorbţie cu deplasarea stratului de adsorbant* de sus în jos, la care amestecul vapori-gaz merge în întîmpinare (în contracurent). Prin calcule se obţine viteza minimă de mişcare μ a adsorbantului (viteză, la care gradul de folosire a capacităţii de adsorbţie la echilibrul adsorbanţilor, în condiţiile experienţei dinamice, reprezintă 0,95–0,98 şi se realizează adîncimea dată de purificare sau uscare a curenţilor vapori-aer) şi înălţimea de lucru a stratului H_0 în aparatul de hipersorbţie.

Viteza de deplasare μ a stratului se calculează după formula:

$$\mu = \frac{1}{K} = \frac{(\bar{C}_0 - \bar{C}_{tr})\cdot w}{a_0^*} \quad (9.23)$$

în care: w este viteza curentului gazos, raportată la întreaga secţiune a aparatului;

K — coeficientul acţiunii protectoare a stratului;

$\bar{C}_0$ — concentraţia iniţială a substanţei adsorbite în amestecul vapori-gaz;

$\bar{C}_{tr}$ — concentraţia indicată, constantă, a substanţei adsorbite în curentul vapori-gaz, după trecerea prin stratul de adsorbant.

În procesele de uscare fină sau purificare a curenţilor de gaze $\bar{C}_{tr}$ variază de la 0,025 la 0,008% în funcţie de mărimea $\bar{C}_0$ (în cazul dat $\bar{C}_0$ variază de la 20,0 la 10,0 g/m³). De aceea în ecuaţia (9.23) concentraţia de trecere indicată, constantă, se poate neglija.

Înălţimea de lucru a stratului în aparatul cu hipersorbţie poate fi calculată după formula:

$$H_0 = \gamma \cdot h_0 \quad (9\text{-}24)$$

în care: γ este coeficient care caracterizează raportul densităţii în vrac la o compactizare a stratului prin vibrare faţă de densitatea fără compactizare (în medie $\gamma = 1,4$);

h_0 — înălţimea zonei de transfer de masă a stratului fix.

12. Înălţimea stratului de adsorbant se poate calcula după o metodă generată prin numărul de unităţi de transfer:

$$H = \frac{V_g}{S \cdot \beta_v}\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0}\frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*} = h_e \cdot m \quad (9\text{-}25)$$

în care: V_g este debitul amestecului gaz-vapori;

S — suprafaţa secţiunii transversale a stratului;

β_v — coeficientul de transfer de masă;

$\bar{C}_0$ şi $\bar{C}_1$ — concentraţia amestecului gaz-vapori la intrarea, respectiv la ieşirea, din adsorbant;

$\bar{C}^*$ — concentraţia de echilibru a substanţei adsorbite în amestecul gaz-vapori conform izotermei.

* Hipersorbţie sau strat mobil.

Diferența concentrațiilor $\bar{C} - \bar{C}^*$ determină forța motoare a procesului. Ca exemplu pentru astfel de diferențe poate servi segmentul DE din figura 9-1, în care abscisa punctului D este egală cu $\bar{C}$, iar a punctului E cu $\bar{C}^*$. Raportul $V_g/(S \cdot \beta_y)$ reprezintă înălțimea stratului de adsorbant, corespunzătoare unei unități de transfer și se notează cu h_e, iar integrala $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$ reprezintă numărul de unități de transfer notat cu m. Pentru determinarea lui H trebuie stabilită valoarea integralei $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - {}^*\bar{C}}$. Aceasta se face prin metoda grafică.

Dispunînd de valorile C_0, a_{d0} și C_1, a_{d_1}, se fixează pe diagrama izotermei de adsorbție ambele aceste puncte și unindu-le printr-o dreaptă se obține linia de lucru AK. Se construiește apoi curba în coordonatele $\bar{C}$, $\frac{1}{\bar{C} - \bar{C}^*}$ (un calcul asemănător este dat în cap. 6 și 7).

În locul unei astfel de determinări a integralei $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$ se poate utiliza o metodă grafică mai simplă.

Începînd din punctul A (fig. 9.1) de pe linia de lucru (punctul corespunzător intrării amestecului vapori-gaz în adsorber) se construiesc între curbă și această linie trepte de variație a concentrației pînă în punctul K (punctul corespunzător ieșirii amestecului vapori-gaz din adsorber).

Numărul de unități de transfer, corespunzător unei trepte se notează cu m_0. Dacă numărul de trepte este egal cu n și toate sînt egale, atunci $m = m_0 \cdot n$ și înălțimea stratului este:

$$H = h_e \cdot m = h_e \cdot m_0 \cdot n \quad (9\text{-}26)$$

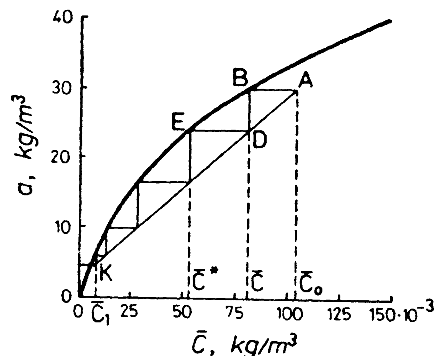


Fig. 9-1. Determinarea numărului de trepte de variație a concentrației.

Acest caz este posibil numai pe porțiunea liniară a izotermei. În cazul general, formula pentru calculul înălțimii stratului are forma următoare:

$$H = h_e(m_0^I + m_0^{II} + \ldots + m_0^n) = h_e \sum_1^n m_0 \quad (9\text{-}27)$$

Pentru fiecare treaptă de variație a concentrației, numărul unităților de transfer m_0 se calculează separat, după formula:

$$m_0 = \frac{\bar{C}_i - \bar{C}_f}{\frac{(\bar{C}_i - \bar{C}_i^*) + (\bar{C}_f - \bar{C}_f^*)}{2}} = \frac{2(\bar{C}_i - \bar{C}_f)}{\bar{C}_i - \bar{C}_f^*} \quad (9\text{-}28)$$

în care: $\bar{C}_i$ este concentrația amestecului gaz-vapori la intrarea pe treaptă, de exemplu abscisa punctului A;
$\bar{C}_f$ — concentrația la ieșirea de pe treaptă a amestecului gaz-vapori, de exemplu abscisa punctului D;
$\bar{C}_i^*$ — concentrația la echilibru de exemplu abscisa punctului B, deci $\bar{C}_f = \bar{C}_i^*$;
$\bar{C}_f^*$ — concentrația de echilibru, de exemplu abscisa punctului E.

Pe porțiunea liniară a izotermei, pentru determinarea înălțimii stratului se poate folosi și formula:

$$H = \frac{G}{S \cdot \beta_y \cdot \Delta \bar{C}_m}$$

Aici G este cantitatea de substanță adsorbită în unitatea de timp;
$\Delta \bar{C}_m$ — forța motoare medie de adsorbție, care se calculează ca medie logaritmică;

$$\Delta \bar{C}_m = \frac{\Delta \bar{C}_0 - \Delta \bar{C}_1}{\ln \frac{\Delta \bar{C}_0}{\Delta \bar{C}_1}} \quad (9.30)$$

în care: $\Delta \bar{C}_0$ este forța motoare maximă la un capăt al stratului $(\bar{C}_0 - \bar{C}_0^*)$;
$\Delta \bar{C}_1$ — forța motoare minimă la celălalt capăt al stratului $(\bar{C}_1 - \bar{C}_1^*)$.

9.2. EXEMPLE

Exemplul 9-1. Să se determine cantitatea de cărbune activ necesară, înălțimea stratului de adsorbant și diametrul unui adsorber cu funcționare periodică, pentru adsorbția vaporilor de benzină în amestec cu aer. Debitul amestecului vapori-aer este 3 450 m³/h. Concentrația inițială a benzinei $_0\bar{C}$ = 0,02 kg/m³. Viteza amestecului vapori-aer w = 0,23 m/s, raportată la întreaga secțiune a aparatului activitatea dinamică a cărbunelui față de benzină este 7% masă, activitatea reziduală după desorbție 0,8% masă, densitatea în vrac a cărbunelui ρ_{vrac} = 500 kg/m³. Durata desorbției, uscării și răcirii adsorbantului este 1,45 ore.

Rezolvare. La adsorbția benzinei pentru timpul de 1,45 ore este necesară cantitatea de adsorbant:

$$G = \frac{3\,450 \cdot 1{,}45 \cdot 0{,}02}{0{,}07 - 0{,}008} = 1\,614 \text{ kg}$$

La viteza dată a amestecului vapori-aer de 0,23 m/s și debitul de 3 450 m³/h, diametrul adsorbantului trebuie să fie:

$$D = \sqrt{\frac{3\,450}{3\,600 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}23}} = 2{,}3 \text{ m}$$

Înălțimea stratului de adsorbant este:

$$H = \frac{1\,614}{500 \cdot 0{,}785 \cdot 2{,}3^2} = 0{,}77 \text{ m}$$

Exemplul 9-2. Din date experimentale, durata adsorbţiei vaporilor de cloropicrină ($\bar{C}_0 = 6,6$ g/m³) pe un strat de cărbune activ cu înălţimea $H = 0,05$ m şi secţiunea $S = 0,01$ m², la viteza de volum $V = 0,03$ m³/min este $\tau = 336$ min. După izoterma cloropicrinei, activitatea cărbunelui este $a_0^* = 222$ kg/m³. Diametrul particulelor de cărbune este $d_p = 1,5$ mm. Să se determine: a) coeficientul acţiunii proiectoare a stratului, K; b) pierderea de timp a acţiunii proiectoare, τ_0; c) mărimea caracteristicilor dinamice B_1 şi B_2.

Rezolvare: Se foloseşte formula (9.16):

$$K = \frac{a_0^*}{w \cdot \bar{C}_0}$$

Mărimile a_0^* şi C_0 sînt date, iar viteza liniară a vaporilor se calculează cu ajutorul vitezei de volum şi a secţiunii transversale a absorbantului:

$$w = \frac{V}{S} = \frac{0,03}{0,01} = 3 \text{ m/min}$$

După înlocuire se obţine:

$$K = \frac{222}{3 \cdot 0,0066} = 11\,212 \text{ min/m} \approx 187 \text{ h/m}$$

Pierderea de timp a acţiunii protectoare se obţine conform ecuaţiei (9.15):

$$\tau_0 = KH - \tau = 11\,212 \cdot 0,05 - 336 = 224,6 \text{ min}$$

Coeficienţii dinamici B_1 şi B_2 se determină cu ajutorul formulelor (9.17) şi (9.18):

$$B_1 = K \cdot w = 11\,212 \cdot 3 = 33\,636$$

$$B_2 = \frac{\tau_0 \sqrt{w}}{d_p} = \frac{224,6 \cdot \sqrt{3}}{0,0015} = 259\,345$$

Exemplul 9-3. Dacă în condiţiile exemplului anterior viteza curentului vapori-aer va fi $w' = 6$ m/min, cum se va modifica: a) coeficientul acţiunii proiectoare a stratului; b) pierderea de timp a acţiunii proiectoare; c) durata de adsorbţie pentru un strat cu înălţimea $H' = 0,1$ m.

Rezolvare. Deoarece coeficientul B_1 este o mărime constantă rezultă:

$$K' = \frac{K \cdot w}{w'} = \frac{B_1}{w'} = \frac{33\,636}{6} = 5\,606 \text{ min/m}$$

Din formula pentru coeficientul B_2 se determină

$$\tau_0' = \frac{B_2 d_p}{\sqrt{w'}} = \frac{259\,345 \cdot 0,0015}{\sqrt{6}} \approx 159 \text{ min}$$

Durata adsorbţiei se determină din ecuaţia lui Şilov:

$$\tau' = K'H' - \tau_0' = 5\,606 \cdot 0,1 - 159 = 401,6 \text{ min.}$$

Exemplul 9-4. Printr-un adsorber cu funcţionare periodică, într-o perioadă trec 2 000 m³ amestec vapori-aer cu concentraţia în eter etilic $\bar{C}_0 = 0,006$ kg/m³.

Temperatura procesului este 20°C, presiunea este cea atmosferică, viteza curentului amestecului vapori-aer $w = 13$ m/min, concentraţia amestecului după ieşirea din adsorber $\bar{C} = 3 \cdot 10^{-5}$ kg/m³. În calitate de adsorbant se foloseşte cărbunele activ tip AG-5 cu diametrul particulelor $dp = 0,004$ m şi densitatea în vrac 500 kg/m³. Înălţimea stratului de cărbune $H = 0,7$ m.

După izoterma benzenului la 20°C, folosind acelaşi cărbune să se construiască izoterma de adsorbţie a eterului etilic în aer la 20°C. Utilizînd aceasta izotermă, să se determine cantitatea de cărbune activ necesară pentru o încărcătură, diametrul adsorberului şi durata adsorbţiei pînă la străpungere.

Rezolvare. Abscisele şi ordonatele punctelor izotermei eterului etilic se calculează după formulele (9.4) şi (9.6):

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2}$$

$$\lg p_2 = \lg p_{s,2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{s,1}}{p_1}$$

în care:
- a_1^* şi a_2^* — concentraţiile benzenului şi ale eterului etilic, adsorbite, kg/kg;
- V_1 şi V_2 — volumele molare de benzen şi eter etilic în stare lichidă, m³/kmol;
- p_1 şi p_2 — presiunile parţiale ale vaporilor de benzen şi eter etilic, mm Hg;
- $p_{s,1}$ şi $p_{s,2}$ — presiunile vaporilor saturanţi de benzen şi eter etilic la 20°C, mm Hg;
- T_1 şi T_2 — temperatura absolută a benzenului şi eterului etilic la adsorbţie (în cazul dat $T_1 = T_2 = 293$ K);
- β — coeficientul de afinitate.

Volumele molare ale benzenului şi ale eterului etilic sînt:

$$V_1 = \frac{M_1}{\rho_1} = \frac{78}{789} = 0,0887 \text{ m}^3/\text{kmol}$$

$$V_2 = \frac{M_2}{\rho_2} = \frac{74}{714} = 0,1036 \text{ m}^3/\text{kmol}$$

Coeficientul de afinitate este:

$$\beta = \frac{V_2}{V_1} = \frac{0,1036}{0,0887} = 1,17$$

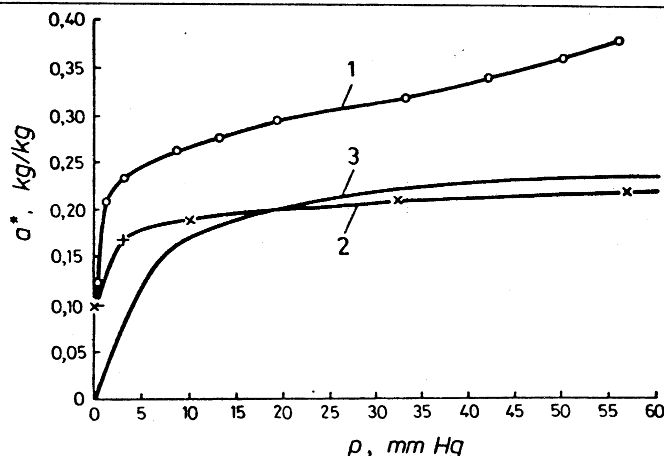


Fig. 9-2. Izotermele de adsorbţie la 20°C :

Pe izoterma benzenului (fig. 9-2) se aleg o serie de puncte :

Primul punct : $a_1^* = 0,262$ kg/kg, $p_i = 8$ mm Hg. Se calculează coordonatele punctului respectiv pe izoterma eterului etilic :

$$a_1^* = \frac{0,262}{78} \text{ kmol/kg}$$

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2} = \frac{0,262}{78} \cdot \frac{0,0887}{0,1036} = 0,00287 \text{ kmol/kg} =$$

$$= 0,00287 \cdot 74 \text{ kg/kg} = 0,212 \text{ kg/kg}$$

$$\lg p_2 = \lg 442 - 1,17 \frac{293}{293} \lg \frac{75}{8} = 1,50822$$

$$p_2 = 32,3 \text{ mm Hg.}$$

Prin această metodă se calculează ordonatele şi abscisele celorlalte puncte, iar datele obţinute se trec în tabelul 9-4.

Tabelul 9-4

Izoterma benzenului		Izoterma eterului etilic	
a_1^*, kg/kg	p_1, mm Hg	a_2^*, kg/kg	p, mm Hg
0,103	0,105	0,0837	0,0202
0,122	0,223	0,0992	0,0501
0,208	1	0,169	2,82
0,233	3	0,190	10,1
0,262	8	0,212	32,2
0,276	13	0,224	56,9
0,294	19	0,240	88,2
0,318	33	0,258	169,2
0,338	42	0,273	224,5
0,359	50	0,292	275,0

Cu punctele astfel obţinute se construieşte izoterma eterului etilic la 20°C (curba *2* de pe fig. 9.2).

Se determină cu ajutorul izotermei, activitatea statică a cărbunelui faţă de eterul etilic la concentraţia amestecului vapori-aer $\bar{C}_0 = 0,006$ kg/m³.

Se calculează la început presiunea parţială corespunzătoare lui $\bar{C}_0$ după formula (9.1).

$$p_0 = \bar{C}_0 RT = 0,006 \frac{848}{74} \cdot 293 \frac{760}{10\,330} = 1,48$$

Din diagramă, la abscisa $p_0 = 1,48$ mm Hg corespunde ordonata $a_0^* = 0,132$ kg/kg.

Cantitatea de cărbune activ pentru o singură încărcare a adsorbentului este :

$$G_1 = \frac{2\,000 \cdot 0,006}{0,132} = 91 \text{ kg sau } \frac{91}{500} = 0,182 \text{ m}^3$$

Diametrul adsorberului se calculează din relaţia :

$$\frac{\pi \cdot D_a^2}{4} H = 0,182 \text{ m}^3$$

de unde :

$$D_a = \sqrt{\frac{0,182 \cdot 4}{\pi \cdot H}} = \sqrt{\frac{0,182 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,7}} = 0,69 \text{ m}$$

Deoarece pe izotermă, punctul corespunzător concentraţiei iniţiale a amestecului vapori-aer $\bar{C}_0 = 0,006$ kg m³ se găseşte pe prima porţiune (liniară), durata procesului se calculează după formula (9.19) :

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{\Gamma}{w}} \cdot \sqrt{H} - b\sqrt{\frac{\Gamma}{\beta_v}}$$

în care :

$$\Gamma = \frac{a_0^*}{\bar{C}_0} = \frac{0,132 \cdot 500}{0,006} = 11\,000\text{ ;}$$

$w = 13$ m/min — viteza curentului de gaz ;

$H = 0,7$ — înălţimea stratului de cărbune ;

b — coeficientul care se determină din tabelul 9-3. $\left(\text{pentru } \frac{\bar{C}}{\bar{C}_0} = \frac{0,00003}{0,006} = 0,005 \text{ rezultă } b = 1,84\right)$;

β_v — coeficientul de transfer de masă, care se calculează după formula :

$$\beta_v = 1,6 \frac{D \cdot w^{0,54}}{\nu^{0,54} d_p^{1,56}}$$

Se determină coeficientul vîscozităţii cinematice a aerului. Deoarece din fig. VI $\mu = 0{,}018\cdot10^{-3}$ Pa·s, atunci :

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{0{,}018\cdot10^{-3}}{1{,}2} = 0{,}15\cdot10^{-4}\ m^2/s.$$

Rezultă :

$$\nu^{0{,}54} = (0{,}15\cdot10^{-4})^{0{,}54} = 0{,}248\cdot10^{-2}$$

Diametrul particulelor de cărbune $d_p = 0{,}004$ m, deci :

$$d_p^{1{,}46} = 0{,}004^{1{,}46} = (0{,}40\cdot10^{-2})^{1{,}46} = 0{,}3154\cdot10^{-3}$$

Viteza $w = 13$ m/min $= \frac{13}{60}$ m/s şi prin urmare :

$$\left(\frac{w}{60}\right)^{0{,}54} = \left(\frac{13}{60}\right)^{0{,}54} = 0{,}438$$

Coeficientul de difuziune la 0°C pentru sistemul eter etilic-aer este :

$$D_0 = 0{,}028\ m^2/h = 0{,}0778\cdot10^{-4}\ m^2/s.$$

Pentru temperatura de 20°C coeficientul de difuziune se calculează cu formula :

$$D = D_0\frac{p_0}{p}\left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2} = 0{,}07781\cdot0^{-4}\frac{1}{1}\left(\frac{293}{273}\right)^{3/2} =$$

$$= 0{,}0778\cdot10^{-4}\cdot1{,}11 = 0{,}0864\cdot10^{-4}\ m^2/s.$$

După înlocuire se obţine coeficientul volumetric de transfer de masă :

$$\beta_y = \frac{1{,}6\cdot0{,}0864\cdot10^{-4}\cdot0{,}438}{0{,}248\cdot10^{-2}\cdot0{,}3154\cdot10^{-3}} = 7{,}74\ s^{-1}$$

Se determină durata procesului :

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{11\ 000}{13/60}}\cdot\sqrt{0{,}7} - 1{,}84\sqrt{\frac{11\ 000}{7{,}74}} = 188{,}5 - 69{,}4 = 119{,}1$$

$$\tau = 119{,}1^2 = 14\ 185\ s = 236{,}4\ min = 3{,}94\ h$$

Se determină cantitatea de amestec vapori-aer trecut prin adsorber în acest timp :

$$V = \frac{\pi\cdot D_a^2}{4}\cdot w\cdot\tau = \frac{3{,}14\cdot0{,}57^2}{4}\cdot13\cdot236{,}4 = 783{,}8\ m^3$$

Din condiţiile exemplului, într-o perioadă, prin adsorber, trebuie să treacă 2 000 m³. Aşa dar, diametrul adsorbenului trebuie mărit :

$$D_a = \sqrt{\frac{2\ 000\cdot4}{\pi\cdot w\cdot\tau}} = \sqrt{\frac{2\ 000\cdot4}{3{,}14\cdot13\cdot236{,}4}} = 0{,}91\ m$$

Este necesar de asemenea să se mărească cantitatea de cărbune activ pentru o încărcătură :

$$\frac{\pi\cdot D_a^2}{4}H\cdot500 = 0{,}785\cdot0{,}91^2\cdot0{,}7\cdot500 = 227{,}5\ kg$$

Exemplul 9-5. Folosind izoterma de adsorbţie a amestecului vaporilor de alcool etilic şi eter etilic (curba *3* pe fig. 9-2), să se determine durata de adsorbţie a acestui amestec pe un strat de cărbune activ cu înălţimea $H = 1{,}0$ m. Concentraţia iniţială a amestecului $\bar{C}_0 = 0{,}072$ kg/m³ ; concentraţia medie la ieşirea din adsorber $\bar{C} = 0{,}0001$ kg/m³ ; viteza amestecului vapori-gaz, raportată la întreaga secţiune a adsorberului, $w = 12$ m/mm ; diametrul particulelor de cărbune activ $d_p = 0{,}004$ m, densitatea în vrac $\rho_{vrac} = 500$ kg/m³ ; temperatura de adsorbţie 20°C, iar presiunea este cea atmosferică.

Rezolvare. Din izoterma de adsorbţie (fig. 9-2) se determină a_0^*, corespunzător concentraţiei $\bar{C}_0 = 0{,}072$ kg/m³. Masa moleculară a amestecului $M_{am} = 0{,}3\cdot46 + 0{,}7\cdot74 = 65{,}6$ kg/kmol.

Presiunea corespunzătoare lui $\bar{C}_0$ este :

$$p_0 = \bar{C}_0RT = 0{,}072\frac{848}{65{,}6}\cdot293\cdot\frac{760}{10\ 330} = 20\ mm\ Hg.$$

Din izoterma $a_0^* = 0{,}20$ kg/kg $= 0{,}2\cdot500 = 100$ kg/m³. Acest punct este situat în porţiunea a treia a izotermei ; de aceea durata adsorbţiei se determină după formula (9-21) :

$$\tau = \frac{a_0^*}{w\cdot\bar{C}_0}\left[H - \frac{w}{\beta_y}\left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1\right)\right]$$

Pentru calculul după această formulă trebuie determinat numai coeficientul de transfer de masă β_y pentru amestec.

Coeficientul de difuziune al eterului în aer la 0°C este :

$$D_0' = 0{,}028\ m^2/h = 0{,}0778\cdot10^{-4}\ m^2/s$$

Coeficientul de difuziune al alcoolului etilic în aer la 0°C este :

$$D_0'' = 0{,}0367\ m^2/h = 0{,}1019\cdot10^{-4}\ m^2/s$$

Pentru clacul se ia cel mai mic coeficient de difuziune (al eterului) şi se recalculează pentru temperatura de 20:C :

$$D = D_0'\frac{p_0}{p}\left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2} = 0{,}028\cdot\frac{1}{1}\left(\frac{293}{273}\right)^{3/2} = 0{,}0312\ m^2/h =$$

$$= 0{,}0866\cdot10^{-4}\ m^2/s$$

Vîscozitatea cinematică se ia pentru aer (vezi exemplul anterior)

$$\nu = 0{,}15\cdot10^{-4}\cdot m^2/s$$

Se calculează valorile $\nu^{0,54}$ și $w^{0,54}$ și $d_p^{1,46}$:

$$\nu^{0,54} = (0,15 \cdot 10^{-4})^{0,54} = 0,248 \cdot 10^{-2}$$

$$\left(\frac{w}{60}\right)^{0,54} = \left(\frac{12}{60}\right)^{0,54} = 0,42$$

$$d_p^{1,46} = 0,004^{1,46} = 0,3154 \cdot 10^{-3}$$

După înlocuirea valorilor, coeficientul de transfer de masă este :

$$\beta_v = \frac{1,6 \cdot 0,0866 \cdot 10^{-4} \cdot 0,42}{0,248 \cdot 10^{-2} \cdot 0,3154 \cdot 10^{-3}} = 7,4 \text{ s}^{-1}$$

Durata adsorbției va fi :

$$\tau = \frac{100,60}{12 \cdot 0,072}\left[1,0 - \frac{12}{60 \cdot 7,4}\left(2,3 \lg \frac{0,072}{0,001} - 1\right)\right] =$$

$$= 5\,900 \text{ s} = 1 \text{ h } 38 \text{ min.}$$

Exemplul 9-6. Printr-un adsorber cu funcționare continuă cu diametrul $D = 0,32$ m trec într-o oră 120 m³ amestec vapori-gaz. La intrarea în zona de adsorbție cărbunele activ conține $a_1 = 4$ kg/m³ component adsorbit, iar la ieșire conținutul în componentul adsorbit se ridică la $a_2 = 30$ kg/m³. Concentrația amestecului vapori-gaz, la intrarea în adsorber, este $\bar{C}_0 = 0,105$ kg/m³, iar la ieșirea din adsorber $\bar{C}_1 = 0,0065$ kg/m³. Coeficientul de transfer de masă al componentului adsorbit în condițiile de lucru ale adsorberului este $\beta_v = 5s^{-1}$. Izoterma de gadsorbție se cunoaiște (fig. 9-1) Să se determine viteza de mișcare și înălțimea stratului de cărbune activ.

Rezolvare. Viteza de mișcare a cărbunelui se determină după formula (9-23):

$$u = \frac{1}{K} = \frac{\bar{C}_0 \cdot w}{a}$$

Se determină viteza lineară a amestecului gaz-vapori :

$$w = \frac{4 \cdot V}{3\,600 \cdot \pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 120}{3\,600 \cdot 3,14 \cdot 0,32^2} = 0,415 \text{ m/s}$$

Se înlocuiește valoarea stabilită a lui w în formula (9.23) și se determină viteza de mișcare a cărbunelui :

$$u = \frac{0,105 \cdot 0,115}{34} = 0,00128 \text{ m/s}$$

Pentru calculul înălțimii stratului, pe diagrama izotermei se trasează linia de lucru (fig. 9-1) după coordonatele punctului ei inițial A ($\bar{C}_0 = 0,105$ kg/m³ și $a_2 = 30$ kg/m³) și final $K(\bar{C}_1 = 0,0065$ kg/m³ și $a_1 = 4$ kg/m³).

Din punctul inițial al liniei de lucru către cel final se construiesc treptele de variație ale concentrației. Se obțin cinci trepte. Pentru fiecare treaptă se determină numărul unităților de transfer m_0 după formula (9-28).

$$m_0^{I} = \frac{2(\bar{C}_0 - \bar{C}_1)}{\bar{C}_0 - \bar{C}_2^*} = \frac{2(0,105 - 0,0815)}{0,105 - 0,053} = 0,905$$

$$m_0^{II} = \frac{2(0,0815 - 0,053)}{0,0815 - 0,028} = 1,065$$

$$m_0^{III} = \frac{2(0,053 - 0,028)}{0,053 - 0,0115} = 1,205$$

$$m_0^{IV} = \frac{2(0,028 - 0,0115)}{0,028 - 0,0065} = 1,535$$

$$m_0^{V} = \frac{2(0,0115 - 0,065)}{0,0115 - 0,004} = 1,335$$

Înălțimea stratului de cărbune activ se determină din formula (9-25) și (9-27) :

$$H = \frac{V}{S \cdot \beta_v}\sum_1^V m_0 = \frac{w}{\beta_v}\sum_1^V m_0 = \frac{0,415}{5}(0,905 + 1,065 +$$

$$+ 1,205 + 1,535 + 1,335) = 0,083 \cdot 6,045 \approx 0,5 \text{ m}$$

Exemplul 9-7. Să se determine cantitatea de căldură care se degajă într-o perioadă la adsorbția vaporilor de alcool etilic pe cărbune activ ($\tau = 133$ min). Diametrul adsorberului este 2 m, înălțimea stratului $H = 1,0$ m.

Viteza amestecului vapori-aer, de concentrație $\bar{C}_0 = 0,029$ kg/m³ este $w = 25$ m/mm ; concentrația amestecului la ieșirea din adsorber $\bar{C}_1 = 0,0002$ kg/m³ ; densitatea în vrac a stratului $\rho_{vrac} = 500$ kg/m³.

Rezolvare. Secțiunea transversală a aparatului este

$$S = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 2^2}{4} = 3,14 \text{ m}^2$$

Într-o perioadă, prin adsorber trece o cantitate de amestec vapori-gaz egală cu :

$$V = w \cdot S \cdot \tau = 25 \cdot 3,14 \cdot 133 = 10\,440 \text{ m}^3$$

Cantitatea de vapori de alcool etilic adsorbită este :

$$G = \frac{10\,440(29 - 0,2)}{1\,000} = 300,7 \text{ kg}$$

sau

$$G = \frac{300,7}{46} = 6,54 \text{ kmol}$$

Cantitate de cărbune activ încărcată în adsorber este :

$$SH\,\rho_{vrac} = 3,14 \cdot 1,0 \cdot 500 = 1\,570 \text{ kg}$$

care reprezintă :

$$\frac{1\,570}{6,54} = 240 \text{ kg cărbune/kmol}$$

Datele din tabelul LIII nu se pot folosi aici, deoarece s-a luat pentru calculul adsorbției 1 kmol la 500 kg cărbune.

Căldura de adsorbție se calculează după formula (9-8) :

$$q = m \cdot a^n$$

Cantitatea de vapori adsorbiți a pe 1 kg cărbune este :

$$a = \frac{6,54 \cdot 22,4 \cdot 1\,000}{1\,570} \approx 93 \text{ l/kg}$$

Valorile m și n se iau din tabelul 9-2 : $m = 6,35 \cdot 10^3$, $n = 0,928$.
După formula (9-8), la 1 kg cărbune se degajă o cantitate de căldură :

$$q = 3,65 \cdot 93^{0,928} = 245 \text{ kJ/kg}$$

În total, la o trecere se degajă cantitatea de căldură :

$$q_1 = 245 \cdot 1\,570 = 385\,000 \text{ kJ}.$$

Această căldură se consumă la încălzirea cărbunelui și a aparatului, cu pierderile de căldură și în special pentru încălzirea amestecului vapori-gaz. Dacă se consideră că toată căldura degajată se consumă numai pentru încălzirea amestecului vapori-gaz și considerînd căldura specifică și densitatea acestuia egală cu ale aerului ($c = 1,01 \cdot 10^3$ J/kg·K, $\rho = 1,2$ kg/m³), atunci temperatura amestecului se ridică cu :

$$\Delta t = \frac{385\,000 \cdot 10^3}{1\,044 \cdot 1,2 \cdot 1,01 \cdot 1\,000} = 30,42 \text{ K}$$

Exemplul 9-8. Să se determine lungimea zonei de transfer de masă a unui strat fix de zeolit tip NaA ($d_p = 0,002$ m) și înălțimea de lucru a aparatului tip coloană pentru procesul uscării avansate a gazului ($\bar{C}_{str} = 2,94 \cdot 10^{-6}$ kg/m³) pentru următoarele condiții : înălțimea stratului fix

0,26 m, $\bar{C}_0 = 0,01$ kg/m³, viteza curentului vapori-aer raportată la secțiunea totală a aparatului 0,5 m/s, timpul de saturare $\tau_{sat} = 190$ min, $\tau_{str} = 110$ min)*.

Rezolvare. Înălțimea zonei de transfer de masă se calculează după formula (9-22) :

$$h_0 = H\,\frac{\tau_{sat} - \tau_{str}}{\tau_{sat} - (1 - f)(\tau_{sat} - \tau_{str})} = 26 \cdot \frac{190 - 110}{190 - (1 - 0,5)(190 - 110)} =$$

$$= \frac{26 \cdot 80}{150} = 13,8 \text{ cm}$$

în care : h_0 este înălțimea zonei de transfer de masă, cm ;
H — înălțimea stratului de adsorbant, cm ;
τ_{sat} — timpul pînă la saturarea de echilibru a stratului, min ;
τ_{str} — timpul acțiunii de protecție la o concentrație de străpungere constantă indicată, min ;
f — partea nefolosită a adsorbantului în zona de transfer de masă.

Înălțimea de lucru a stratului în aparat se calculează cu formula :

$$H_0 = \gamma \cdot h_0 = 1,4 \cdot 13,8 = 19,3 \text{ cm}$$

în care : γ este coeficientul care caracterizează raportul densității gravimetrice cu compactizarea prin vibrație a stratului față de densitatea gravimetrică fără compactizare ($\gamma = 1,4$).

9.3. PROBLEME

9-1. Să se determine cantitatea de cărbune activ încărcat, diametrul adsorberului și durata perioadei de adsorbție a 100 kg vapori de octan dintr-un amestec cu aer, în următoarele condiții : concentrația inițială a vaporilor de octan $\bar{C}_0 = 0,012$ kg/m³, viteza $w = 20$ m/min, activitatea cărbunelui față de benzen 7%, densitatea în vrac a cărbunelui $\rho_{vrac} = 350$ kg/m³, înălțimea stratului de cărbune în adsorber $H = 0,8$ m.

9-2. Să se determine durata adsorbției pînă la străpungere și pierderea de timp a acțiunii protectoare a stratului pentru adsorbția vaporilor de tetraclorură de carbon pe un strat de cărbune activ cu înălțimea $H = 0,1$ m. Viteza amestecului vapori—gaz $w = 5$ m/min, diametrul particulelor de cărbune $d_p = 2,75$ mm, coeficienții dinamici $B_1 = 14\,500$ și $B_2 = 52\,945$.

9-3. Să se construiască izoterma de adsorbție a vaporilor de alcool etilic la 25°C, după izoterma de adsorbție a benzenului la 20°C (fig. 9.2).

9-4. Folosind izoterma de adsorbție a benzenului (fig. 9.2), să se determine viteza și înălțimea stratului de cărbune activ, la adsorbția continuă a unui amestec vapori—gaz cu concentrația inițială $C_0 = 0,11$ kg/m³, viteza de trecere a amestecului $w = 20$ m/min și coeficientul de transfer de masă $\beta_y = 4\text{s}^{-1}$. Cărbunele în procesul de adsorbție se saturează pînă la 80% din activitatea sa statică.

---

* Siriaev, A. N., Kinetika adsorbții i desorbții na țeolitah. Avtoref. Kand diss., LTI m. Lensoveta, 1967.

Activitatea reziduală a cărbunelui după desorbție constituie 14,5% din activitatea statică inițială. Amestecul vapori—gaz trebuie purificat pînă la o concentrație nu mai mare de $\bar{C}_1 = 0{,}01$ kg/m³.

9-5. Într-un adsorber vertical cu diametrul de 3 m, cu o țeavă de oțel cu diametrul de 0,35 m, intră 170 m³/min amestec vapori—gaz conținînd $\bar{C}_0 = 0{,}02$ kg/m³ vapori alcool etilic. Concentrația alcoolului etilic în gazul ce iese $\bar{C}_1 = 0{,}0002$ kg/m³, înălțimea stratului de cărbune activ în adsorber $H = 1{,}5$ m, densitatea în vrac a cărbunelui $\rho_{vrac} = 500$ kg/m³, iar durata unei perioade de adsorbție este de 4 h 37 min.

Să se determine cantitatea de căldură degajată în adsorber în timpul primei perioade.

9-6. Să se determine viteza nominală a mișcării zeolitului de tipul NaA, într-un aparat tip coloană, la uscarea avansată a aerului și în următoarele condiții: $\bar{C}_0 = 0{,}01$ kg/m³, $\bar{C}_{str} = 294 \cdot 10^{-6}$ kg/m³, $d_p = 0{,}002$ m, $a_0^* = 170$ kg/m³, iar viteza curentului de gaz raportată la întreaga secțiune a aparatului fiind 0,5 m/s.

10. USCAREA

10.1. BAZELE TEORETICE ȘI FORMULE DE CALCUL

1. Umiditatea materialului se poate exprima în procente fie din masa totală a materialului umed (u), sau din masa materialului uscat (u'). Mărimile u și u' sînt legate prin rapoartele:

$$u' = \frac{100\,u}{100 - u}\ ; \quad u = \frac{100\,u'}{100 + u'} \tag{10-1}$$

2. Cantitatea de umiditate, W, care trebuie îndepărtată din material în procesul de uscare, la micșorarea umidității materialului de la u_i pînă la u_f, se egalează cu:

$$W = G_i \frac{u_i - u_f}{100 - u_f} \quad \text{sau} \quad W = G_f \frac{u_i - u_f}{100 - u_i} \tag{10-2}$$

în care: G_i și u_i sînt masa și umiditatea inițială a materialului care intră în uscător;
G_f și u_f — masa și umiditatea finală a materialului uscat.

Dacă conținutul în umiditate al materialului este dat în procente din masa materialului uscat u', atunci:

$$W = G_{usc} \frac{u_i' - u_f'}{100} \tag{10-3}$$

în care: G_{usc} este productivitatea uscătorului, raportată la materialul absolut uscat.

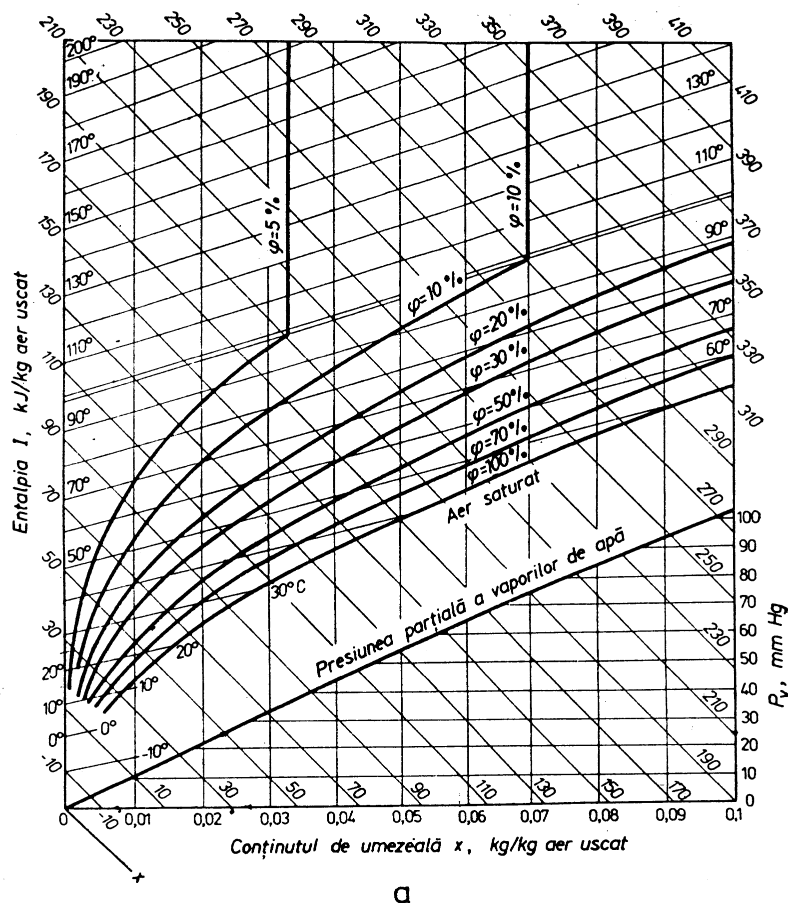
3. Conținutul de umezeală al unui amestec de vapori și gaz x (în kg vapori/kg gaz uscat) este:

$$x = \frac{M_v}{M_g} \cdot \frac{p_v}{P - p_v} \tag{10-4}$$

în care: M_v și M_g sînt masele moleculare ale vaporilor și gazului;
P — presiunea totală a amestecului de vapori și gaz;
p_v — presiunea parțială a vaporilor.

Conținutul de umezeală al unui amestec de vapori și aer x (în kg vapori de apă/kg aer uscat) este:

$$x = 0{,}622 \frac{\varphi p_{sat}}{P - \varphi \cdot p_{sat}} \tag{10-5}$$



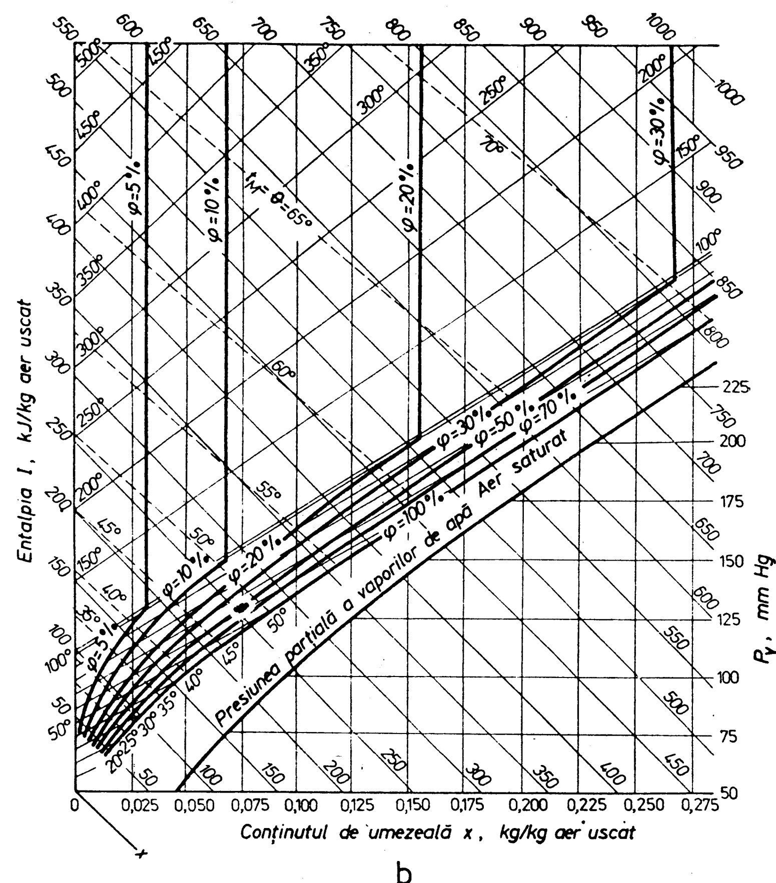


Fig. 10-1. Diagrama Ramzin pentru aer umed.

în care : 0,622 este raportul maselor moleculare ale vaporilor de apă și aerului ;

φ — umezeala relativă a aerului

$$\varphi = \frac{p_v}{p_{sat}} \tag{10-6}$$

p_v — presiunea parțială a vaporilor de apă din aer (la temperatura termometrului uscat) ;

p_{sat} — presiunea vaporilor de apă saturanți la temperatura dată (tab. XXXVIII și LVI)*

* Dacă temperatura aerului umed este mai mare decît temperatura de saturație a vaporilor de apă la presiunea P, atunci $p_{sat} = P$ și $x = 0,622\ \varphi/1 - \varphi$.

4. Entalpia aerului umed I (în kJ/kg aer uscat) este :

$$I = (c_{au} + c_v \cdot x) \cdot t + r_0 \cdot x = (1,01 + 1,97x) \cdot t + 2\,493x \tag{10-7}$$

în care : c_{au} = 1,01 kJ/(kg·K) — căldura specifică medie a aerului uscat (la presiune constantă) ;

c_v = 1,97 kJ/(kg·K) — căldura specifică medie a vaporilorde apă ;

x — conținutul de umezeală al aerului, în kg vapori/kg aer uscat) ;

t — temperatura aerului (la termometrul uscat), în °C ;

r_0 = 2 493 kJ/kg — căldura specifică de vaporizare a apei la 0°C.

5. Legătura între parametrii aerului umed x, t, φ, I se stabilește ușor pe diagrama I—x a lui Ramzin (fig. 10-1), folosită cu preponderență și se rezolvă problemele după statica uscării convective cu aer.

6. Densitatea aerului umed $\rho_{aer\ umed}$ (în kg/m³) la presiunea P și temperatura T, exprimată în K, se determină cu ecuația :

$$\rho_{aer\ umed} = \rho_{au} + \rho_v \qquad (10\text{-}8)$$

în care densitatea aerului uscat ρ_{au} și densitatea vaporilor de apă ρ_v se deduc fiecare la presiunea parțială a sa :

$$\rho_{au} = \frac{M_{au} \cdot T_0(P - \varphi \cdot p_{sat})}{22{,}4T \cdot P_0} \qquad (10\text{-}9)$$

$$\rho_v = \frac{M_v \cdot T_0 \cdot \varphi \cdot p_{sat}}{22{,}4T \cdot P_0} \qquad (10\text{-}10)$$

în care : P este presiunea totală a amestecului vapori-aer ;
P_0 — presiunea barometrică (0,1013 MPa, sau 1 atm).

Din expresiile (10-8)—(10-10) obținem :

$$\rho_{aer\ umed} = \frac{M_{au}T_0 \cdot P}{22{,}4T \cdot P_0}\left[1 - \left(1 - \frac{M_v}{M_{au}}\right) \cdot \frac{\varphi \cdot p_{sat}}{P}\right] =$$

$$= 1{,}293\frac{273\,P}{T \cdot 101\,300}\left(1 - 0{,}378\frac{\varphi \cdot p_{sat}}{P}\right) = \frac{3{,}48 \cdot 10^{-3}}{T}(P - 0{,}378\,\varphi \cdot p_{sat}) \qquad (10\text{-}11)$$

7. Volumul specific al aerului umed (raportat la 1 kg aer uscat) v_{sp} (în m³/kg) se calculează cu formula :

$$v_{sp} = \frac{R_a \cdot T}{P - \varphi \cdot p_{sat}} \qquad (10\text{-}12)$$

în care : R_a este constanta gazelor pentru aer, egală cu 287 J/(kg·K) ;
T — temperatura absolută a aerului, K ;
P — presiunea totală a amestecului de vapori și aer, în Pa ;
$\varphi \cdot p_{sat} = p_v$ — presiunea parțială a vaporilor de apă, în Pa.

8. Debitul de aer uscat în uscător L (în kg/s) este :

$$L = W \cdot l \qquad (10\text{-}13)$$

în care : W este productivitatea uscătorului în umiditate evaporată, în kg/s ;
l — consumul specific de aer uscat, în kg/kg apă evaporată ;

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} \qquad (10\text{-}14)$$

x_0 și x_2 — conținuturile de umezeală inițial și final ale aerului.

9. Consumul de căldură în calorifer Q (în W) la varianta normală (principală) a procesului de uscare :

$$Q = L(I_1 - I_0) \qquad (10\text{-}15)$$

în care : I_0 și I_1 sînt entalpiile aerului la intrarea în calorifer și la ieșirea din el, în J/kg aer uscat.

Din bilanțul termic al instalației de uscare pentru varianta normală a uscării rezultă

$$Q = L(I_2 - I_0) + \Sigma Q \qquad (10\text{-}16)$$

în care : I_2 este entalpia aerului la ieșirea din uscător, în J/kg aer uscat ;
ΣQ — suma consumurilor de căldură pentru încălzirea materialului, încălzirea mijloacelor de transport, pierderi în mediul înconjurător (vezi mai jos).

Mărimea ΣQ fiind neglijabilă în comparație cu $L\,(I_2 - I_0)$ — consumul principal de căldură, pentru evaporarea apei și încălzirea aerului și vaporilor, — obținem ecuația pentru uscătorul teoretic :

$$Q_T = L(I_2 - I_0). \qquad (10\text{-}17)$$

10. Consumul specific de căldură q (în J/kg apă evaporată) în uscătorul real este :

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} = l\,(I_1 - I_0) \qquad (10\text{-}18)$$

în uscătorul teoretic la starea finală a aerului :

$$q_T = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} \qquad (10\text{-}19)$$

Diferența consumurilor specifice de căldură dintre uscătorul real și uscătorul teoretic este :

$$q - q_T = \frac{I_1 - I_2}{x_2 - x_0} = \Delta \qquad (10\text{-}20)$$

În absența încălzirii suplimentare în camera de uscare este egală cu :

$$\Delta = \frac{\Sigma Q}{W} = q_m + q_t + q_P - c \cdot \theta_i \qquad (10\text{-}21)$$

în care :

$$q_m = \frac{G_f}{W}c_f\,(\theta_f - \theta_i)^*$$

$$q_t = \frac{G_t}{W}c_t\,(\theta_f - \theta_i)$$

$$q_P = \frac{Q_P}{W}$$

c_f, c_t, c — căldurile specifice ale materialului uscat, mijloacelor de transport, apei, în J/(kg·K) ;
θ_i, θ_f — temperatura inițială (a materialului umed la intrare în uscător) și finală (a materialului uscat, la ieșirea din uscător), în °C.

* $Q_m = G_f \cdot c_f \cdot \theta_f - G_i \cdot c_i \cdot \theta_i = G_f \cdot c_f(\theta_f - \theta_i) - W \cdot c \cdot \theta_i$.

11. Randamentul termic al uscătorului este :

$$\eta = \frac{r}{q} \quad (10\text{-}22)$$

în care : r este căldura latentă de vaporizare a apei, determinată la temperatura materialului la uscare (temperatura termometrului umed), în J/kg ;

q — consumul specific de căldură în uscător, în J/kg.

12. La măsurarea umezelii relative cu psihrometrul mobil, presiunea parţială a vaporilor de apă din aer se poate calcula după formula psihrometrică :

$$p_v = p'_{sat} - A(t_{usc} - t_{um})\cdot P \quad (10\text{-}23)$$

în care : p'_{sat} este presiunea vaporilor saturanţi la temperatura termometrului umed ;

$t_{usc} - t_{um}$ — diferenţa dintre temperaturile termometrului uscat şi umed ;

P — presiunea barometrică ;

A — coeficient, depinzînd de o serie de factori, dintre care cel mai important este viteza aerului.

Pentru $w > 0{,}5$ m/s :

$$A = 0{,}00001\left(65 + \frac{6{,}75}{w}\right) \quad (10\text{-}24)$$

Determinarea aproximativă după datele psihrometrului a umezelii relative a aerului, în diagrama $I-x$ a lui Ramzin — este dată în exemplul 10-12, figura 10-6.

13. Viteza de evaporare a apei de pe suprafaţa umedă a materialului (în prima perioadă de uscare) G (în kg/m²·h) se poate calcula cu ecuaţia :

$$G = 0{,}04075\ w^{0,8}\cdot\Delta p \quad (10\text{-}25)$$

în care : w este viteza aerului la suprafaţa materialului, în m/s ;

$\Delta p = p_{sat} - p_v$ — diferenţa dintre presiunea vaporilor saturanţi din stratul de aer de la suprafaţa materialului umed şi presiunea parţială a vaporilor din aerul care circulă, în mm Hg.

Valoarea pentru p_{sat} se ia din tabelele de abur pentru temperatura termometrului umed ; p_v se determină cu formula (10-23) sau cu ajutorul diagramei Ramzin (fig. 10-1).

14. Durata uscării în condiţii constante (pentru aer) se poate calcula cu ecuaţia aproximativă :

a) pentru perioada vitezei constante :

$$\tau_1 = \frac{1}{N}(u'_i - u'_{cr}) \quad (10\text{-}26)$$

b) pentru perioada vitezei descrescinde :

$$\tau_2 = \frac{u'_{cr} - u'_{ech}}{N}\cdot 2{,}3\ \lg\frac{u'_{cr} - u'_{ech}}{u'_f - u'_{ech}} \quad (10\text{-}27)$$

în care : N este viteza de uscare în prima perioadă, exprimată prin numărul de kg de umiditate evaporată într-o secundă (ce revine la 1 kg material uscat) ;

u'_i, u'_{cr}, u'_f, u'_{ech} sînt conţinuturile în umiditate a materialului, iniţial, respectiv critic, final şi la echilibru (raportate la substanţa uscată).

Durata totală a uscării :

$$\tau = \tau_1 + \tau_2.$$

Datorită unei treceri neomogene a aerului peste material, prezenţei zonelor „moarte" şi altor cauze în formulele teoretice (10-26) şi (10-27) trebuie introdus un coeficient de siguranţă, egal cu 1,5—2.

Relaţia aproximativă pentru determinarea duratei de uscare (fără a lua în considerare conţinutul în umiditate la echilibru) are forma :

$$\tau = \frac{u'_i - u'_{cr}}{N} + \frac{u'_{cr}}{N}\,2{,}3\ \lg\frac{u'_{cr}}{u'_f} \quad (10\text{-}28)$$

15. Forţa motoare a procesului de uscare (în prima perioadă) poate fi exprimată în următoarele forme :

a) ca diferenţă dintre temperaturile aerului şi suprafeţei materialului umed, care se ia egală cu temperatura termometrului umed t_{umed}.

$$\varkappa = t_{usc} - t_{umed} \quad (10\text{-}29)$$

Mărimea $\varkappa$ se numeşte de asemenea potenţialul uscării.

b) ca diferenţă dintre umezeala aerului saturat x_{sat} (în stratul de suprafaţă) şi nesaturat x (în centrul curentului de aer) :

$$\Delta x = x_{sat} - x \quad (10\text{-}30)$$

Forţa motoare medie se determină din expresiile :

$$\varkappa_{med} = \frac{\varkappa_1 - \varkappa_2}{2{,}3\ \lg\dfrac{\varkappa_1}{\varkappa_2}} \quad (10\text{-}31)$$

şi

$$\Delta x_{med} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{2{,}3\ \lg\dfrac{\Delta x_1}{\Delta x_2}} \quad (10\text{-}32)$$

în care :

$$\varkappa_1 = t_1 - t_{umed}\ ;\ \varkappa_2 = t_2 - t_{umed}$$

$$\Delta x_1 = x_{sat} - x_1\ ;\ \Delta x_2 = x_{sat} - x_2.$$

Indicarea temperaturilor şi conţinuturilor de umezeală — ca în exemplul 10-14, fig. 10-8.

16. Viteza de uscare N în prima perioadă poate fi determinată fie pe cale experimentală, fie prin coeficientul de transfer de masă.

Deoarece cantitatea de apă evaporată (în kg/s) este :

$$W = \beta \cdot A \cdot \Delta x_{med} \tag{10-33}$$

se obţine :

$$N = \frac{W}{G_{usc}} = \frac{\beta A \cdot \Delta x_{med}}{G_{usc}} = \beta \cdot f \cdot \Delta x_{med} \tag{10-34}$$

în care : β este coeficient parţial de transfer de masă pentru faza gazoasă, în $kg/\left(m^2 \cdot s \cdot \frac{kg}{kg}\right)$;

A — aria suprafeţei de evaporare, în m^2;

Δx_{med} — forţa motoare medie, în kg umiditate/kg aer uscat;

$f = \frac{A}{G_{usc}}$ — suprafaţa specifică (pe kg de substanţă uscată), în m^2/kg.

17. Coeficientul parţial de transfer de masă β poate fi determinat din ecuaţia criterială :

$$Nu'_g = A Re_g^n (Pr'_g)^{0,33} \cdot Gu^{0,135} \tag{10-35}$$

în care :

$$Nu'_g = \frac{\beta l}{D}; \quad Re_g = \frac{w \cdot l}{\nu}; \quad Pr'_g = \frac{\nu}{D}$$

Dimensiunea caracteristică pentru calculul lui Nu_g şi Re_g este lungimea l a suprafeţei de evaporare în direcţia mişcării agentului de uscare.

Criteriul parametric al lui Guhman este :

$$Gu = \frac{T_{usc} - T_{um}}{T_{usc}}$$

în care T_{usc} şi T_{um} sînt temperaturile termometrului uscat şi a celui umed, în K.

Mărimile A şi n din ecuaţia (10-35) depind de criteriul Re_g (tabelul 10-1).

Facem remarca următoare, că la intensificarea procesului de uscare valoarea coeficientului de schimb de masă poate fi mai ridicată calculîndu-se din ecuaţia (10-35).

Tabelul 10-1

Re_g	A	n
1— 200	0,900	0,50
200— 6 000	0,870	0,54
6 000—70 000	0,347	0,65

18. Durata uscării şi dimensiunile uscătorului în contracurent în condiţii variabile de uscare (pentru aer şi material) se pot determina cu ajutorul ecuaţiilor (10-36) şi (10-38). Pentru prima perioadă de uscare într-un uscător în contracurent este necesar să existe o suprafaţă a materialului (în m^2) :

$$A_1 = \frac{L}{\beta} \ln \frac{x_{sat} - x_1}{x_{sat} - x_2} \tag{10-36}$$

Pentru perioada a doua de uscare într-un uscător în contracurent creşte aria suprafeţei materialului (în m^2) :

$$A_2 = \frac{L \cdot u^*_{cr}}{\beta} \cdot \int_{x_0}^{x_1} \frac{dx}{(x_{sat} - x)\left[u^* - \frac{L}{V_m}(x_1 - x_0)\right]} \tag{10-37}$$

Prima parte a ecuaţiei (10-37) poate fi integrată pentru că variabilă este numai x.

În urma integrării obţinem următoarea expresie :

$$A_2 = \frac{u^*_{cr}}{\beta} \cdot \frac{V_m}{x_{sat} + \frac{u^*_{cr} \cdot V_m}{L} - x_1} \ln \frac{(x_{sat} - x_0)\frac{u^*_{cr} \cdot V_m}{L}}{(x_{sat} - x_1)\left(x_0 + \frac{u^*_{cr} \cdot V_m}{L} - x_1\right)} \tag{10-38}$$

Aria totală a suprafeţei materialului care trebuie expusă în uscător este :

$$A = A_1 + A_2$$

Notaţiile din ecuaţiile (10-36) — (10-38) au următoarele semnificaţii :

L — debitul de aer uscat, care trece prin uscător, în kg/h ;

V_m — debitul de material, care trece prin uscător (calculat la substanţa uscată), în m^3/h ;

β — coeficient parţial de tansfer de masă, determinat pe cale experimentală, în $kg/\left(m^2 \cdot h \cdot \frac{kg}{kg}\right)$;

u^* — excesul de umiditate (liberă) din material ($u^* = u'_i - u'_{ech}$) în momentul de la începutul perioadei de micşorare a vitezei, în kg umiditate/m^3 material uscat ;

u_{cr} — excesul de umiditate (liberă) în material la punctul critic, în kg umiditate/m^3 material uscat ;

x_0 — conţinutul de umezeală al aerului care intră în zona a doua a uscătorului, în kg/kg aer (conform fig. 10-13) ;

x_1 — conţinutul de umezeală al aerului care iese din zona a doua a uscătorului şi intră în prima zonă, în kg/kg aer ;

x_2 — conţinutul de umezeală al aerului care iese din uscător, în kg/kg aer ;

x_{sat} — conţinutul de umezeală al aerului saturat, în kg/kg aer.

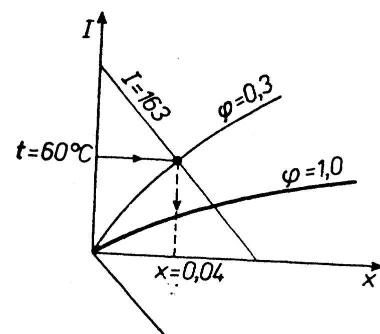


Fig. 10-2. Schiţa la exemplul 10-1.

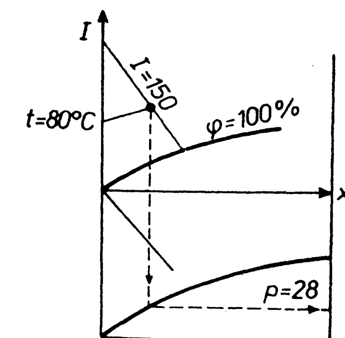


Fig. 10-3. Schiţa la exemplul 10-2.

10.2. EXEMPLE

Exemplul 10-1. Să se determine pe diagrama I-x a lui Ramzin (fig. 10-1) entalpia şi conţinutul de umezeală al aerului la 60°C şi $\varphi = 0,3$.

Rezolvare. Conform indicaţiilor din figura 10-2, obţinem : $I = 163$ kJ/kg aer uscat ; $x = 0,04$ kg/kg aer uscat.

Exemplul 10-2. Să se determine presiunea parţială a vaporilor de apă dintr-un amestec de vapori şi aer la 80°C şi $I = 150$ kJ/kg aer uscat.

Rezolvare. Pe diagrama Ramzin (fig. 10-1) se găseşte punctul de intersecţie al izotermei de 80°C cu linia $I = 150$ kJ/kg aer uscat şi se proiectează acest punct pe curba presiunii parţiale a vaporilor de apă, care se găseşte în partea de jos a diagramei ; punctul obţinut se proiectează la dreapta pe axa ordonatelor, pe care sînt notate presiunile parţiale ale vaporilor de apă (în mm Hg).

La $t = 80$°C şi $I = 150$ kJ/kg aer uscat se găseşte $p_v = 28$ mm Hg. Schema rezolvării grafice este dată în figura 10-3.

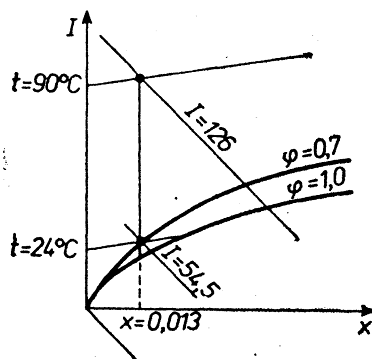


Fig. 10-4. Schiţa la exemplul 10-3.

Exemplul 10-3. Aerul cu temperatura de 24°C şi $\varphi = 0,7$ se încălzeşte în calorifer pînă la 90°C.

Să se găsească entalpia şi conţinutul de umezeală al aerului la ieşirea din calorifer.

Rezolvare (fig. 10-4). Starea iniţială a aerului este determinată în diagrama I—x de punctul de intersecţie a izotermei $t = 24$°C cu curba $\varphi = 0,7$. Acestui punct îi corespunde $x = 0,013$ kg/kg aer uscat şi $I = 54,5$ kJ/kg aer uscat. Schimbarea stării aerului prin încălzirea lui în calorifer are loc la un conţinut constant de umezeală, adică la $x =$ const. În consecinţă, starea finală a aerului este determinată de punctul de intersecţie al dreptei $x = 0,013$ cu izoterma $t = 90$°C. Acestui punct îi corespunde entalpia $I = 126$ kJ/kg aer uscat.

Exemplul 10-4. Să se determine pe cale analitică conţinutul în umezeală şi entalpia aerului la 30°C şi $\varphi = 0,75$; $P = 0,098$ MPa (1 at).

Rezolvare. Pentru determinarea analitică a conţinutului în umezeală al aerului se întrebuinţează formula (10-5). În acest caz la $t = 30$°C presiunea vaporilor saturanţi este $p_{sat} = 0,0433$ at (tabelul LVI).

Înlocuind valorile corespunzătoare, obţinem :

$$x = 0,622\,\frac{\varphi \cdot p_{sat}}{P - \varphi \cdot p_{sat}} = 0,622\,\frac{0,75 \cdot 0,0433}{1 - 0,75 \cdot 0,0433} = 0,021 \text{ kg/kg aer uscat.}$$

Entalpia aerului se calculează cu ecuaţia (10-7). Înlocuind valorile corespunzătoare, rezultă :

$$I = (1,01 + 1,97x) \cdot t + 2\,493x = (1,01 + 1,97 \cdot 0,021)30 +$$

$$+ 2\,493 \cdot 0,021 = 83 \text{ kJ/kg aer uscat.}$$

Exemplul 10-5. Pe baza datelor din exemplul precedent să se determine volumul specific al aerului umed, raportat la 1 kg aer uscat, adică la $(1 + x)$ kg amestec aer-vapori.

Rezolvare. Volumul specific al aerului umed se determină cu formula (10-12) :

$$v_{sp} = \frac{R_a \cdot T}{P - \varphi \cdot p_{sat}} = \frac{287 \cdot 303}{9,81 \cdot 10^4 - 0,75 \cdot 0,0433 \cdot 9,81 \cdot 10^4} = 0,92 \text{ m}^3\text{/kg aer uscat.}$$

Exemplul 10-6. Să se afle presiunea parţială a vaporilor de apă, densitatea şi conţinutul de umezeală al aerului, dacă temperatura lor este 60°C, presiunea absolută $P_{abs} = 380$ mm Hg şi $\varphi = 0,4$.

Rezolvare. Din tabelul XXXVIII se află $p_{sat} = 149,4$ mm Hg. După ecuaţia (10-6) presiunea parţială a vaporilor de apă este :

$$p_v = p_{sat} \cdot \varphi = 149,4 \cdot 0,4 = 59,8 \text{ mm Hg}$$

Densitatea aerului umed după ecuaţia (10-11) este :

$$\rho_{aer\ umed} = 1,293\,\frac{T_0 \cdot P}{T \cdot P_0}\left(1 - \frac{0,378 \cdot \varphi \cdot p_{sat}}{P}\right) =$$

$$= 1,293\,\frac{273 \cdot 380}{333 \cdot 760}\left(1 - \frac{0,378 \cdot 59,8}{380}\right) = 0,5 \text{ kg/m}^3$$

Conţinutul de umezeală al aerului după ecuaţia (10-5) este :

$$x = 0,622\,\frac{\varphi \cdot P_v}{P - p_v} = 0,622\,\frac{59,8}{380 - 59,8} = 0,116 \text{ kg/kg aer uscat.}$$

Exemplul 10-7. Să se determine umezeala relativă a aerului φ la $t = 150°C$ şii $P = 760$ mm Hg, dacă conţinutul de umezeală al acestuia este $x = 0,07$ kg/kg aer uscat.

Rezolvare. La presiunea atmosferică vaporii de apă saturanţi nu pot avea temperatura mai mare de 100°C. De aceea la o temperatură a amestecului de aer-vapori mai înaltă decît 100°C $p_{sat} = P$. Atunci ecuaţia (10-5) devine :

$$x = 0,622 \frac{\varphi \cdot P}{P - \varphi \cdot P} = 0,622 \frac{\varphi}{1 - \varphi}$$

adică, la un conţinut dat de umezeală x umezeala relativă φ este o mărime constantă, nedepinzînd de temperatură.

În acest caz :

$$0,07 = 0,622 \frac{\varphi}{1 - \varphi}$$

de unde : $\varphi \approx 0,1 = 10\%$

Exemplul 10-8. Să se afle conţinutul de umezeală al aerului umed la $t = 60°C$ şi $\varphi = 50\%$, dacă presiunea barometrică $P = 765$ mm Hg, şi să se determine eroarea la calculul acestui conţinut de umezeală cu ajutorul diagramei Ramzin, construită pentru $P = 745$ mm Hg.

Rezolvare. Din tabelul XXXVIII pentru $t = 60°C$ se scoate

$p_{sat} = 149,4$ mm Hg. Atunci :

$$x = 0,622 \frac{\varphi \cdot p_{sat}}{P - \varphi \cdot p_{sat}} = 0,622 \frac{0,5 \cdot 149,4}{765 - 0,5 \cdot 149,4} = 0,0672 \text{ kg/kg aer uscat}$$

Din diagrama Ramzin (fig. 10-1) la $t = 60°C$ şi $\varphi = 50\%$ se determină $x = 0,0695$ kg/kg.

Eroarea reprezintă :

$$\frac{0,0695 - 0,0672}{0,0672} \cdot 100 = 3,4\%$$

Exemplul 10-9. Să se determine consumul de aer şi consumul de căldură într-un uscător teoretic pentru a îndepărta dintr-un material umed 100 kg apă/h, dacă starea iniţială a aerului (înaintea caloriferului) este : $t_2 = 15°C$, $\varphi_0 = 0,8$, iar la ieşirea din uscător : $t_2 = 44°C$, $\varphi_2 = 0,5$.

Rezolvare. Pe diagrama $I-x$ se găseşte : $x_0 = 0,009$ kg/kg ; $x_2 = 0,03$ kg/kg. Din ecuaţia (10-14) se determină consumul specific de aer uscat :

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0,03 - 0,009} = 47,6 \text{ kg/kg apă evaporată.}$$

Consumul specific de căldură se determină cu ajutorul ecuaţiei (10-19), după ce s-au stabilit entalpiile din diagrama $I-x$.

În condiţiile exemplului dat :

$$I_2 = 121,5 \text{ kJ/kg} ; \; I_0 = 40 \text{ kJ/kg.}$$

Consumul specific de căldură :

$$q = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} = \frac{121,5 - 40}{0,03 - 0,09} = 3\,880 \text{ kJ/kg apă evaporată}$$

Consumul orar de aer uscat se determină cu ecuaţia (10-13) :

$$L = W \cdot l = 100 \cdot 47,6 = 4\,760 \text{ kg/h}$$

Consumul de căldură :

$$Q = W \cdot q = \frac{100 \cdot 3\,880}{3\,600} = 108 \text{ kW}$$

Exemplul 10-10. În calorifer intră un amestec de aer proaspăt ($t° = 25°C$; $\varphi_0 = 0,5$) şi aer recirculat ($t_2 = 50°C$; $\varphi_2 = 0,8$) într-un raport de masă de 1 : 3 (calculat faţă de aerul uscat). Să se stabilească parametrii amestecului înaintea caloriferului şi după încălzirea lui în calorifer pînă la 80°C.

Rezolvare. Din diagrama $I-x$ se determină conţinutul de umezeală şi entalpia aerului proaspăt şi recirculat în condiţiile date t şi φ.

— la $t_0 = 25°C$ şi $\varphi_0 = 0,5$ corespunde $x_0 = 0,01$ şi $I_0 = 50$ kJ/kg;

— la $t_2 = 50°C$ şi $\varphi_2 = 0,8$ corespunde $x_2 = 0,069$ şi $I_2 = 228$ kJ/kg.

Prin urmare, conţinutul de umezeală al amestecului este egal cu :

$$x_{am} = 0,25 \cdot 0,01 + 0,75 \cdot 0,069 = 0,0542 \text{ kg/kg}$$

iar entalpia :

$$I_{am} = 0,25 \cdot 50 + 0,75 \cdot 228 = 183,5 \text{ kJ/kg}$$

Apoi, în diagramă se găseşte punctul cu coordonatele :

$$x = 0,0542 \text{ şi } I = 183,5$$

Acestui punct îi corespund :

$$t_{am} = 45°C \text{ şi } \varphi_{am} = 0,85$$

Încălzirea amestecului în calorifer are loc la $x = $ const.

Prin urmare, punctul intersecţiei liniei de $x = 0,0542$ kg/kg cu izoterma de 80°C dă starea amestecului după calorifer. Acestui punct îi corespund : $I_{am} = 147$ kJ/kg şi $\varphi_{am} = 0,018$.

Exemplul 10-11. Să se determine punctul de rouă pentru aerul care are $t = 40°C$ şi $\varphi = 0,8$.

Rezolvare. Punctul de rouă corespunde acelei temperaturi, la care aerul umed cu conţinut în umezeală dat devine saturat cu vapori de apă. La răcirea aerului umed sub această temperatură are loc condensarea vaporilor de apă. Pentru a determina punctul de rouă este necesar să se găsească pe diagrama $I-x$ punctul care corespunde stării iniţiale a aerului, apoi se parcurge dreapta $x = $ const. pînă la intersecţia cu curba $\varphi = 1$. În cazul pro-

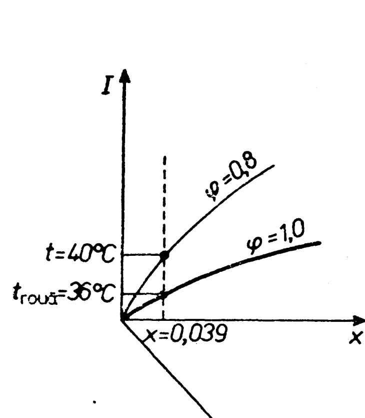


Fig. 10-5. Schița la exemplul 10-11.

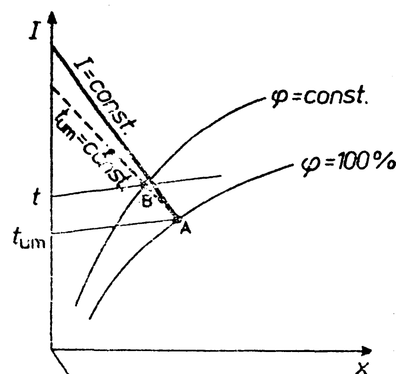


Fig. 10-6. Schița la exemplul 10-12.

blemei $x = 0{,}039$ kg/kg și punctul de rouă corespunde temperaturii $t = 36°$C (vezi schema de rezolvare din fig. 10-5).

Exemplul 10-12. Indicațiile psihrometrului sînt : la termometrul uscat $t = 40°$C, la termometrul umed $t_{um} = 35°$C. Să se determine aproximativ cu diagramă $I-x$ umezeala relativă a aerului.

Rezolvare. Se determină în diagrama $I-x$ punctul de intersecție a izotermei t_{um} cu curba $\varphi = 100\%$ (punctul *A* din fig. 10-6). Din acest punct, se avansează pe dreapta de temperatura termometrului umed constantă (t_{um} = const.)*, pînă la intersecția cu izoterma *t*. În punctul de intersecție *B* se găsește valoarea căutată φ.

Dacă în diagrama Ramzin, pentru simplificarea ei, dreapta t_{um}=const. nu este trasată, ca în figura 10-1, *a* atunci umezeala relativă aproximativă a aerului se poate determina, avansîndu-se din punctul *A* pe dreapta I = = const. pînă la intersecția ei cu izoterma *t*. Dreptele t_{um} = const. și I = = const. sînt apropiate și la valori nu prea mari ale diferenței $(t - t_{um})$ eroarea determinată la o astfel de aproximare nu este prea mare.

În cazul problemei la $t = 40°$C și $t_{um} = 35°$C se găsește pe dreapta I = = const. umezeala relativă $\varphi = 70\%$.

Exemplul 10-13. Să se găsească temperatura materialului, care iese din uscător, dacă umiditatea lui este mai mare decît umiditatea critică și aerul care părăsește uscătorul are $t_2 = 100°$C și $x_2 = 0{,}0135$ kg/kg.

Rezolvare. În prima perioadă de uscare temperatura materialului umed este egală cu temperatura termometrului umed t_{um}. Pentru găsirea ei, se coboară de la punctul *A* pe dreapta I = const. pînă la intersecția cu curba $\varphi = 1$ în punctul *B*, prin care trece izoterma $t_{um} = 60°$C.

* În figura 10-1, *b* dreptele t_{um} = const. sînt trasate punctat.

Exemplul 10-14. Să se găsească forța motoare a unui proces de uscare Δx_{med} și $\varkappa_{med}$ pentru un uscător teoretic, pentru următoarele condiții :

$$t_0 = 22°\text{C},\ t_2 = 50°\text{C}$$

$$\varphi_0 = 0{,}75,\ \varphi_2 = 0{,}45$$

Rezolvare. Pe diagrama $I-x$ (fig. 10-8) se găsesc :
$x_1 = 0{,}0125$ kg/kg ; $x_2 = 0{,}037$ kg/kg ; $x_{sat} = 0{,}043$ kg/kg ; $\theta \approx 37°$C

Rezultă :

$$\Delta x_{med} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{2{,}3\ \lg\dfrac{\Delta x_1}{\Delta x_2}} = \frac{(0{,}043 - 0{,}0125) - (0{,}043 - 0{,}037)}{2{,}3\ \lg\dfrac{0{,}043 - 0{,}0125}{0{,}043 - 0{,}037}} = 0{,}0152 \text{ kg/kg}$$

$$\varkappa_{med} = \frac{\varkappa_1 - \varkappa_2}{2{,}3\ \lg\dfrac{\varkappa_1}{\varkappa_2}} = \frac{(111 - 37)-(50 - 37)}{2{,}3\ \lg\dfrac{111 - 37}{50 - 37}} = 35°\text{C} = 35 \text{ K}$$

Exemplul 10-15. Folosind indicațiile psihrometrului să se determine umezeala relativă a aerului, care iese dintr-un uscător, dacă temperatura termometrului uscat este $t = 85°$C, temperatura termometrului umed este $t_{um} = 68°$C, presiunea barometrică $P = 750$ mm Hg, iar viteza aerului $w = 1$ m/s.

Rezolvare. Umezeala relativă a aerului este :

$$\varphi = \frac{p_v}{p_{sat}}$$

Din tabelul LVI se găsește că presiunea vaporilor saturanți la $t = 85°$C este $p_{sat} = 0{,}59$ at. Se determină apoi presiunea parțială a vaporilor de apă p_v cu formula (10-23) :

$$p_v = p'_{sat} - A(t_{usc} - t_{um})\cdot P$$

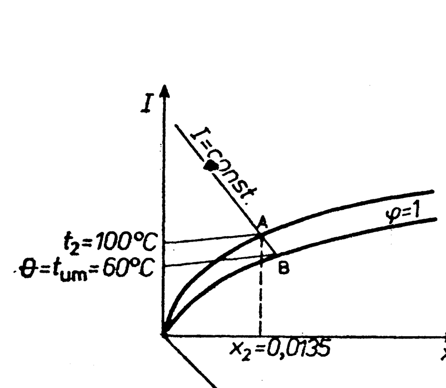


Fig. 10-7. Schița la exemplul 10-13.

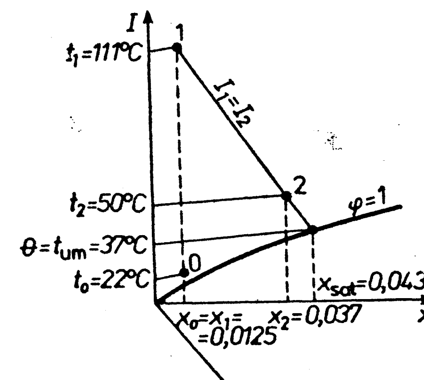


Fig. 10-8. Schița la exemplul 10-14.

Din tabelul LVI se scoate presiunea vaporilor saturanţi la temperatura termometrului umed :

$$p'_{sat} = 0{,}2912 \text{ at.}$$

Coeficientul A se determină cu formula (10-24) :

$$A = 0{,}00001\left(65 + \frac{6{,}75}{w}\right) = 0{,}00001\left(65 + \frac{6{,}75}{1}\right) = 0{,}00072$$

Apoi se determină :

$$\varphi = \frac{0{,}2912 - 0{,}00072\,(85 - 68)\,\frac{750}{735}}{0{,}59} = 0{,}47$$

Exemplul 10-16. Să se determine consumul de aer, consumul şi presiunea aburului de încălzire necesare într-un uscător în contracurent, care funcţionează continuu după varianta normală de uscare.

Capacitatea uscătorului raportată la materialul umed	G_i = 350 kg/h
Umiditatea iniţială a materialului	u_i = 42%
Umiditatea finală a materialului	u_f = 11%
Temperatura materialului care intră în uscător	θ_1 = 18°C
Temperatura materialului, care iese din uscător	θ_2 = 47°C.

Caracteristicile stării aerului :

— înaintea caloriferului	$t_0 = 15°C$; $\varphi_0 = 70\%$
— după uscător	$t_2 = 45°C$, $\varphi_2 = 60\%$
Căldura specifică a materialului uscat ($u_f = 11\%$)	$c_m = 2{,}35 \cdot 10^3$ J/kg·K
Masa dispozitivului de transport (transportor din oţel) . .	G_{tr} = 600 kg
Pierderile de căldură ale uscătorului şi caloriferului în mediul înconjurător	Q_p = 12% din suma tuturor celorlalţi termeni din bilanţul termic
Umezeala aburului de încălzire	6%

Rezolvare. Cantitatea de apă evaporată în uscător se determină cu ecuaţia :

$$W = G_i\frac{u_i - u_f}{100 - u_f} = 350\frac{42 - 11}{100 - 11} = 122 \text{ kg/h}$$

Din diagrama I—x se găsesc conţinutul de umezeală şi entalpia aerului înainte de calorifer şi la ieşirea din uscător :

$$x_0 = 0{,}0077 \ ; \ x_2 = 0{,}038$$

$$I_0 = 35 \text{ kJ/kg} \ ; \ I_2 = 145 \text{ kJ/kg}$$

Consumul de aer în uscător pentru a evapora W kg/h umiditate, este

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0} = \frac{122}{0{,}038 - 0{,}0077} = 4\,030 \text{ kg/h.}$$

Consumul de căldură în uscătorul teoretic se determină din ecuaţia :

$$Q_t = L(I_2 - I_0) = \frac{4\,030\,(145 \cdot 10^3 - 35 \cdot 10^3)}{3\,600} = 123\,000 \text{ W}$$

În uscătorul real se consumă căldură pentru încălzirea materialului :

$$G_f \cdot c_m(\theta_2 - \theta_1) = \frac{(350 - 122)\ 2{,}35 \cdot 10^3\ (47 - 18)}{3\,600} = 4\,300 \text{ W}$$

de asemenea la încălzirea dispozitivului de transport :

$$G_{tr} \cdot c_{tr}(\theta_2 - \theta_1) = \frac{600 \cdot 0{,}5 \cdot 10^3\ (47 - 18)}{3\,600} = 2\,420 \text{ W}$$

în care $0{,}5 \cdot 10^3$ este căldura specifică a oţelului, în J/kg·K).

Din cantitatea totală de căldură, care urmează să se introducă în calorifer, trebuie să se scadă cantitatea de căldură adusă de umiditatea materialului umed :

$$W \cdot \theta_1 \cdot c_{apa} = \frac{122 \cdot 18 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3}{3\,600} = 2\,560 \text{ W}$$

Atunci, cantitatea totală de căldură, care trebuie să fie admisă în calorifer, considerînd şi pierderile în mediul înconjurător, va fi :

$$Q = (123\,000 + 4\,300 + 2\,420 - 2\,560)1{,}12 = 142\,500 \text{ W}$$

Comparînd consumul de căldură în uscătorul teoretic şi cel real, se poate vedea, că în acesta din urmă, consumul de căldură este numai cu 15% mai mare.

Deoarece :

$$Q = L(I_1 - I_0) = 142\,500 \text{ W}$$

rezultă :

$$I_1 - I_0 = \frac{Q}{L} = \frac{142\,500 \cdot 3\,600}{4\,030} = 127{,}5 \cdot 10^3 \text{ J/kg aer uscat}$$

Deci :

$$I_1 = 127{,}5 + I_0 = 127{,}5 + 35 = 162{,}5 \text{ kJ/kg aer uscat.}$$

Acestei valori a lui I_1 îi corespunde o temperatură a aerului după calorifer $t_1 \approx 138°C$ (din diagrama I—x).

Diferenţa dintre temperaturile aburului de încălzire şi aerului la ieşirea din calorifer este :

$$\Delta t = t_{abur\ incalz} - t_1 = 10 \text{ K}$$

Atunci :

$$t_{abur\ incal} = 138 + 10 = 148°C$$

căreia îi corespunde o presiune a aburului de încălzire

$$p \approx 0{,}461 \text{ MPa, sau } 4{,}7 \text{ at (v. tabelul LVI)}$$

Consumul de abur de încălzire este :

$$D = \frac{Q}{r \cdot x'} = \frac{142\,500}{2\,122 \cdot 10^3 \cdot 0{,}94} = 0{,}0715 \text{ kg/s} = 257 \text{ kg/h}$$

în care : $r = 2\,122$ kJ/kg — căldura de condensare a aburului de încălzire la 148°C (v. tabelul LVI) ;
x' — conținutul de vapori al aburului de încălzire.

Consumul specific de abur de încălzire este :

$$d = \frac{D}{W} = \frac{257}{122} = 2{,}1 \text{ kg abur de încălzire/kg apă evaporată.}$$

Exemplul 10-17. Să se determine coeficientul mediu de transmitere a căldurii (raportat la diferența dintre temperatura aburului de încălzire și temperatura materialului uscat) într-un element de probă al unui uscător tubular pentru turbă, în următoarele condiții :

Productivitatea elementului de uscător (calculată pentru turba absolut uscată)	$G_{usc} = 11{,}2$ k/h
Umiditatea inițială a turbei (calculată la materialul uscat)	$u_i' = 0{,}57$ kg/kg
Umiditatea finală a turbei	$u_f' = 0{,}148$ kg/kg
Temperatura turbei, la intrarea în uscător	$\theta_1 = 20°C$
Temperatura turbei la ieșirea din uscător	$\theta_2 = 52°C$
Căldura specifică a turbei absolut uscate	$c = 1{,}26 \cdot 10^3$ J/kg·K
Caracteristicile aerului	
— înainte de uscător	$t_0 = 22°C$, $\varphi_0 = 0{,}34$
— după uscător	$t_2 = 82°C$, $\varphi_2 = 0{,}37$
Presiunea barometrică	$P = 773$ mm Hg
Temperatura aburului de încălzire	$t = 100°C$
Suprafața de încălzire a țevilor	$A = 2{,}18$ m²

Rezolvare. Coeficientul mediu de transmitere a căldurii se determină din ecuația :

$$K = \frac{Q}{A \cdot \Delta t_m}$$

în care : Q este cantitatea de căldură transmisă prin suprafața de încălzire, în W ;
Δt_m — diferența medie de temperatură, în K.

Cantitatea de căldură transmisă prin suprafața de încălzire este :

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

în care : Q_1 este cantitatea de căldură consumată pentru evaporarea umidității și încălzirea aerului ;
Q_2 — căldura consumată pentru încălzirea turbei ;
Q_3 — pierderi de căldură în mediul înconjurător.

Cantitatea de apă evaporată — după formula (10-3), este :

$$W = G_{usc}(u_i' - u_f') = \frac{11{,}2(0{,}57 - 0{,}148)}{3\,600} = 0{,}0013 \text{ kg/s}$$

Se determină conținuturile de umezeală inițială și finală ale aerului după formula (10-5) :

$$x_0 = 0{,}622 \frac{0{,}34 \cdot 0{,}0270}{1{,}017 - 0{,}34 \cdot 0{,}0270} = 0{,}0057 \text{ kg/kg}$$

$$x_2 = 0{,}622 \frac{0{,}37 \cdot 0{,}5233}{1{,}017 - 0{,}37 \cdot 0{,}5233} = 0{,}146 \text{ kg/kg}$$

Entalpia aerului înainte de intrarea în uscător — după formula (10-7), este :

$$I_0 = (1{,}0 \cdot 10^3 + 1{,}97 \cdot 10^3 \cdot 0{,}0057)22 + 2493 \cdot 10^3 \cdot 0{,}0057 = 36{,}5 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

iar la ieșirea din uscător $I_2 = 470 \cdot 10^3$ j/kg.

Atunci :

$$Q_1 = W \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} = 0{,}0013 \frac{470 \cdot 10^3 - 36{,}5 \cdot 10^3}{0{,}146 - 0{,}0057} = 4\,050 \text{ W}$$

$$Q_2 = G_{usc}(i_2 - i_0)$$

în care : i_2 și i_0 sînt entalpia turbei la ieșirea și la intrarea în uscător (calculată la 1 kg turbă uscată)

$$i_2 = (1{,}26 \cdot 10^3 \cdot 1 + 4{,}19 \cdot 10^3 \cdot 0{,}148)52 = 97{,}8 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

$$i_0 = (1{,}26 \cdot 10^3 \cdot 1 + 4{,}19 \cdot 10^3 \cdot 0{,}57)20 = 73 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Prin urmare :

$$Q_2 = \frac{11{,}2}{3\,600}(97{,}8 \cdot 10^3 - 73 \cdot 10^3) = 77 \text{ W}$$

Pierderea de căldură în mediul înconjurător Q_3 se poate lua egală cu 10% din Q_1. Atunci, cantitatea totală de căldură va fi :

$$Q = 4\,050 + 77 + 405 = 4\,532 \text{ W.}$$

Diferența medie de temperatură în uscător este :

$$\Delta t_m = \frac{(100 - 20) + (100 - 52)}{2} = 64°C = 64 \text{ K}$$

Coeficientul de transmitere a căldurii este :

$$K = \frac{Q}{A \cdot \Delta t_m} = \frac{4\,532}{2{,}18 \cdot 64} = 32{,}4 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

Exemplul 10-18. Să se determine randamentul unui uscător teoretic cu aer în următoarele condiții : procesul de uscare decurge la $I = 115$ kJ/kg, starea aerului variază de la $\varphi_0 = 0{,}8$; $t_0 = 20°C$ la $\varphi_2 = 0{,}6$; $t_2 = 40°C$.

Rezolvare. Cu ajutorul diagramei $I - x$ a lui Ramzin (fig. 10-1) se găsește din formula (10-19) consumul specific de căldură în uscător pentru evaporarea a 1 kg umiditate $q = 3\,820$ kJ/kg. Din tabelele pentru abur LVI pentru $t_m = 33°C$ la $I = 115$ kJ/kg căldura de evaporare r este egală cu 2 420 kJ/kg.

Prin urmare, randamentul uscătorului după formula (10-22) este :

$$\eta = \frac{r}{q} = \frac{2\,420}{3\,820} 100 = 63{,}3\%$$

Exemplul 10-19. O pastă de coloranţi a fost uscată într-un uscător cameră cu recirculaţie de aer. La analiza umidităţii unor probe s-au obţinut următoarele rezultate (tabelul 10-2):

Tabelul 10-2

Timpul scurs de la începutul uscării, h	0	2	2,5	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20
Conţinutul în umiditate al materialului, în % din greutatea materialului uscat	104,0	84,0	79,1	63,9	53,9	43,9	32	21,9	14,0	8,0	5	3	1,5

Să se determine viteza de uscare în funcţie de timp; cu datele obţinute să se construiască o curbă şi să se găsească conţinutul critic în umiditate al materialului.

Rezolvare. Se întocmeşte tabelul 10-3.

Tabelul 10-3

Timpul de la începutul uscării, h	Viteza de uscare $\frac{\Delta u'}{\Delta \tau}$ (calculată la materialul uscat), în %/h	Timpul de la începutul uscării, h	Viteza de uscare $\frac{\Delta u'}{\Delta \tau}$ (calculată la materialul uscat), în %/h
2	$\frac{104-84}{2}=10$	10	$\frac{32-21,9}{2}=5,05$
2,5	$\frac{84-79,1}{0,5}=9,8$	12	$\frac{21,9-14}{2}=3,95$
4	$\frac{79,1-63,9}{1,5}=10,14$	14	$\frac{14-8}{2}=3,00$
5	$63,9-53,9=10$	16	$\frac{8-5}{2}=1,50$
6	$53,9-43,9=10$	18	$\frac{5-3}{2}=1,00$
8	$\frac{43,9-32}{2}=5,95$	20	$\frac{3,0-1,5}{2}=0,75$

Pe baza datelor din acest tabel se construieşte o curbă în coordonate „viteza de uscare — durate de uscare" (fig. 10-9) şi se găseşte, că materialul atinge conţinutul critic în umiditate după 6 ore de la începutul uscării.

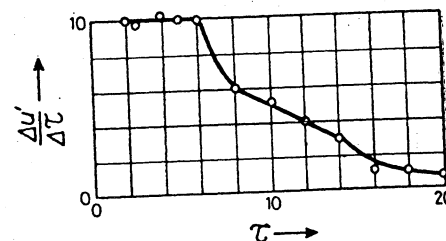


Fig. 10-9. Schiţa la exemplul 10-19.

Acesta corespunde la 43,9% umiditate, raportată la materialul absolut uscat, sau $\frac{43,9 \cdot 100}{100+43,9} = 30,6\%$ umiditate, raportată la masa totală a produsului.

Exemplul 10-20. Pentru a usca un material umed de la 33 la 9% umiditate (calculată la substanţa uscată) într-un uscător industrial au fost necesare 7 ore. Conţinutul critic în umiditate al materialului corespunde la 16%, iar la echilibru 5%. Se cere să se determine durata necesară pentru uscarea acestui material de la 37 pînă la 7% umiditate, dacă condiţiile de uscare rămîn neschimbate. Perioada de punere în funcţiune se poate neglija.

Rezolvare. Se determină viteza de uscare N în prima perioadă. Durata primei perioade de uscare [ecuaţia (10-26)] este:

$$\tau = \frac{u' - u'_{cr}}{N} = \frac{0,33 - 0,16}{N} = \frac{0,17}{N}$$

Durata perioadei a doua [ecuaţia (10-27)] este:

$$\tau_2 = \frac{u'_{cr} - u'_{ech}}{N} 2,3 \lg \frac{u'_{cr} - u'_{ech}}{u'_f - u'_{ech}} = \frac{0,16 - 0,05}{N} 2,3 \lg \frac{0,16 - 0,05}{0,09 - 0,05} = \frac{0,111}{N}$$

Durata totală de uscare este de 7 ore.

Deci:

$$\tau_1 + \tau_2 = 7 = \frac{0,17}{N} + \frac{0,111}{N} = \frac{0,281}{N}$$

de unde:

$$N = 0,0402 \text{ kg/(kg·s)}$$

În noile condiţii de umidităţi iniţială şi finală ale materialului:

$$\tau_1 = \frac{0,37 - 0,16}{0,0402} = 5,22 \text{ h}$$

$$\tau_2 = \frac{0,16 - 0,05}{0,0402} 2,3 \lg \frac{0,16 - 0,05}{0,07 - 0,05} = 4,66 \text{ h}$$

Timpul total necesar pentru uscare va fi:

$$\tau = 5,22 + 4,66 = 9,9 \text{ h.}$$

Exemplul 10-21. Să se determine durata de uscare a cristalelor de acid salicilic, (forma hidratată) într-un uscător pneumatic cu aer şi lungimea necesară în următoarele condiţii: capacitatea de producţie $G_f = 250$ kg/h produs uscat, diametrul echivalent al particulelor $d_p = 1$ mm, densitatea materialului $\rho_{mat} = 1\,480$ kg/m³.

Caracteristicile stării aerului:
- înaintea caloriferului . . . . $t_0 = 15°C$; $\varphi_0 = 0{,}7$
- după calorifer . . . . $t_1 = 90°C$
- la ieșirea din uscător . . . . $t_2 = 50°C$

Temperatura cristalelor la intrare . . . . $\theta_1 = 15°C$
Temperatura cristalelor la ieșire . . . . $\theta_2 = 40°C$
Căldura specifică a cristalelor uscate . . . . $c_f = 1{,}16 \cdot 10^3$ J/(kg·K)
Umiditatea cristalelor (raportată la substanța absolut uscată):
- inițială . . . . $u_i' = 15\%$
- finală . . . . $u_f' = 1\%$

Rezolvare. Durata uscării se poate determina din ecuația transmiterii căldurii:

$$\tau = \frac{Q}{\alpha \cdot A \cdot \Delta t_{med}}$$

Pentru determinarea consumului de aer și căldură pentru uscare se reprezintă procesul de uscare în diagrama $I-x$ (fig. 10-10).

În uscătorul teoretic la $I_1 = 111$ kJ/kg procesul de uscare se desfășoară pe dreapta de entalpie constantă BC' și consumul specific de căldură q este egal cu:

$$q_t' = \frac{I_1 - I_0}{x_2' - x_0} = \frac{111 - 33{,}5}{0{,}023 - 0{,}0075} = 5\,000 \text{ kJ/kg apă evaporată}$$

în care: $x_2' = 0{,}023$ — conținutul de umezeală al aerului în punctul C'.

În uscătorul real conținutul de umezeală final al aerului x_2 (în punctul C) va fi mai mic decît x_2'. Valoarea lui se determină pe următoarea cale.

Din ecuația dreptei procesului real de uscare BC:

$$I = I_1 - \Delta(x - x_0)$$

pentru o valoare dată a lui x, se determină I, se calculează în prealabil cantitatea de umiditate evaporată W și pierderea de căldură Δ pentru procesul real de uscare.

După ecuația (10-3):

$$W = G_{usc}\frac{u_i' - u_f'}{100} =$$

$$= 250 \cdot 0{,}99(0{,}15 - 0{,}01) = 34{,}6 \text{ kg/h}$$

După ecuația (10-21) la $q_t = 0$:

$$\Delta = q_m + q_p - c\theta_1$$

$$q_m = \frac{G_f \cdot c_f(\theta_2 - \theta_1)}{W} =$$

$$= \frac{250 \cdot 1{,}16 \cdot 10^3(40 - 15)}{34{,}6} =$$

$$= 209{,}5 \cdot 10^3 \text{ J/kg umiditate evaporată}$$

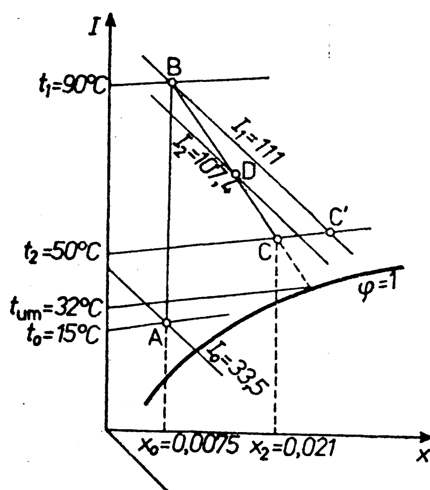


Fig. 10-10. Schița la exemplul 10-21.

Considerînd pierderile specifice de căldură q_p egale cu 5,5% din q: $q_p = 0{,}055 \cdot 5\,000 = 275$ kJ/kg umiditate evaporată.

În acest caz:

$\Delta = q_m + q_p - c\theta_1 = 209{,}5 + 275 - 4{,}19 \cdot 15 = 421{,}7$ kJ/kg apă evaporată

Se dă pentru x o valoare arbitrară $x = 0{,}016$ și se determină:

$$I = I_1 - \Delta(x - x_0) = 111 - 421{,}7(0{,}016 - 0{,}0075) = 107{,}4 \text{ kJ/kg}.$$

Trasînd prin punctele B și D ($x_D = 0{,}016$; $I_D = 107{,}4$) o linie dreaptă pînă la intersecția cu izoterma $t_2 = 50°C$, se obține punctul C, pentru care se găsește $x_2 = 0{,}021$ kg/kg.

Cantitatea de aer uscat necesară pentru uscare este:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0} = \frac{34{,}6}{0{,}021 - 0{,}0075} = 2\,560 \text{ kg/h}$$

Consumul de căldură, predat aerului în calorifer, este:

$$Q = L(I_1 - I_0) = \frac{2\,560(111 \cdot 10^3 - 33{,}5 \cdot 10^3)}{3\,600} = 55\,200 \text{ W}$$

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii α de la aerul cald la particulele de material supus uscării în uscătorul tubular, poate fi determinat aproximativ din figura 10-11, construită după datele lui Fedorov*. (Feodorov I. M., Teoria i rascet proțessa suşchi vo vzveşennom sostoeanii. Gosenergoizdat, 1955).

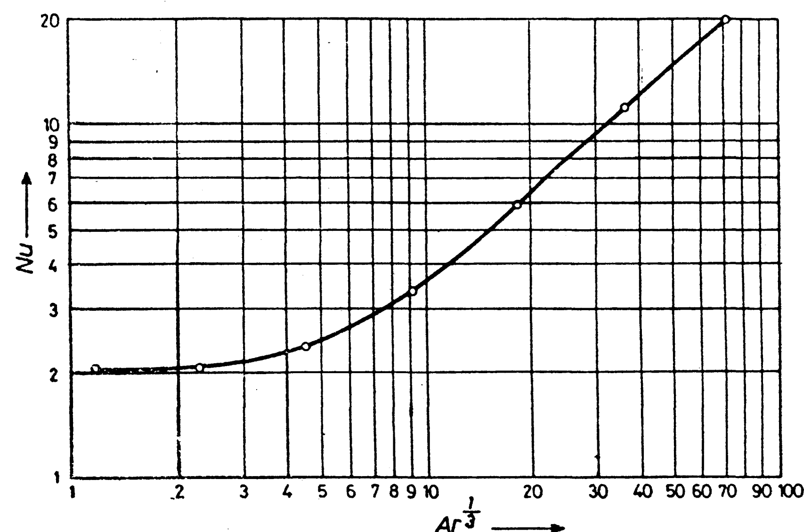


Fig. 10-11. Dependența criteriului Nu de criteriul Ar (la exemplul 10-21).

Criteriul lui Nusselt este:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot d_p}{\lambda}$$

Criteriul lui Arhimede este:

$$Ar = \frac{d_p^3(\rho_{mat} - \rho_m)g}{\nu^2 \cdot \rho_m}$$

în care: $d_p = 10^{-3}$ m — diametrul particulelor;
$\lambda = 0,0285$ W/(m·K) — coeficientul de conductivitate termică a aerului la temperatura medie a lui de $\frac{90 + 50}{2} = 70°C$;
$\rho_{mat} = 1\,480$ kg/m³ — densitatea materialului;
$\rho_m = 1,03$ kg/m³ — densitatea aerului la 70°C;
$\nu = 2 \cdot 10^{-5}$ m²/s — vîscozitatea cinematică a aerului.

Înlocuind aceste valori, se obţine:

$$Ar = \frac{10^{-9}(1\,480 - 1,03)9,81}{2^2 \cdot 10^{-10} \cdot 1,03} = 3,52 \cdot 10^4$$

Atunci:

$$Ar^{1/3} = 32,8$$

Din figura 10-11 se găseşte Nu = 10.
De aici:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_p} = 10\frac{0,0285}{0,001} = 285 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

Numărul de particule de material, care trec prin uscător pe o secundă:

$$n = \frac{G_f}{\frac{\pi d_p^3}{6} \cdot \rho_{mat} \cdot 3\,600}$$

Aria suprafeţei totale exterioare a particulelor este:

$$A = n \cdot \pi \cdot d_p^2 = \frac{6G_f}{d_p \cdot \rho_{mat} \cdot 3\,600} = \frac{6 \cdot 250}{0,001 \cdot 1\,480 \cdot 3\,600} = 0,281 \text{ m}^2\text{/s}$$

Diferenţa medie de temperatură se determină în mod aproximativ* în felul următor:

$$90 \xrightarrow{\text{aer}} 50$$
$$32 \xrightarrow{\text{material}} 40$$
$$\Delta t_1 = 58 \qquad \Delta t_2 = 10$$

$$\Delta t_m = \frac{58 - 10}{2,3 \lg \frac{58}{10}} = 27,3°C = 27,3 \text{ K}$$

* Neluînd în consideraţie durata scurtă a perioadei de încălzire iniţială a materialului, temperatura iniţială a lui trebuie admisă aici egală cu temperatura termometrului umed, adică 32°C (v. fig. 10-10).

Cantitatea de căldură, primită de material în uscător de la aerul cald se determină prin însumarea următorilor termeni (admiţîndu-se aproximaţia, că toată apa se evaporă la $t_m = 32°C$).

1) încălzirea materialului umed:

$$Q_1 = (G_f \cdot c_f + W \cdot c)(t_m - \theta_1 j) = \left(\frac{250}{3\,600}1,16 + \frac{34,6}{3\,600}4,19\right)(32 - 15) = 2,05 \text{ kW}$$

2) evaporarea apei:

$$Q_2 = W \cdot r = \frac{34,6}{3\,600}2\,420 = 23,25 \text{ kW}$$

3) încălzirea materialului uscat

$$Q_3 = G_f \cdot c_f(\theta_2 - t_m) = \frac{250}{3\,600}1,16(40 - 32) = 0,65 \text{ kW}$$

Căldura totală este:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 2,05 + 23,25 + 0,65 = 25,95 \text{ kW}$$

Durata de uscare este:

$$\tau = \frac{Q}{\alpha \cdot A \cdot \Delta t_m} = \frac{25,95 \cdot 10^3}{285 \cdot 0,28 \cdot 27,3} = 11,9 \text{ s}$$

Lungimea uscătorului poate fi determinată din următoarea relaţie:

$$\tau = \frac{l}{w - w_{sed}}$$

în care: l este lungimea tubului, în m;
w — viteza aerului în uscător, în m/s;
w_{sed} — viteza de sedimentare (în spirală), în m/s; ea se determină din figura 3-1, în care se redă dependenţa $Li = f(Ar)$ pentru particulele de formă colţuroasă.

Pentru Ar = 3,52·10⁴ corespunde Li = 205, de unde:

$$w_{sed} = \sqrt[3]{\frac{Li \cdot \nu_m \cdot \rho_{mat} \cdot g}{\rho_m}} = \sqrt[3]{\frac{205 \cdot 2 \cdot 10^{-5} \cdot 1,48 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{1,03}} = 3,86 \text{ m/s}$$

De obicei se consideră $w = (1,1 - 1,25)w_{sed}$. Aici se consideră $w = 3,86 \cdot 1,2 = 4,64$ m/s. Atunci:

$$l = \tau(w - w_{sed}) = 11,9(4,64 - 3,86) = 9,28 \text{ m}$$

În realitate timpul de staţionare a particulelor în uscătorul tubular este mai mare, decît cel calculat, deoarece în calcul nu se ia timpul de antrenare a particulelor, ci numai după stabilirea regimului de mişcare a lor; aceasta se confirmă prin date experimentale.

Lungimea suplimentară l_p a tubului pentru particulele de dimensiunile 0,2—1 mm poate fi determinată din relația empirică* :

$$l_p = w \cdot d$$

în care w este viteza aerului, în m/s ;
d — diametrul particulelor, în mm.

În exemplul dat $l_p = 4{,}64 \cdot 1 = 4{,}64$ m. Atunci lungimea totală a uscătorului tubular va fi :

$$L = 9{,}28 + 4{,}64 \approx 14 \text{ m}$$

Diametrul uscătorului se determină din ecuația debitului :

$$D = \sqrt{\frac{V}{0{,}785\,w}}$$

$$V = \frac{2\,560}{1{,}03 \cdot 3\,600} = 0{,}69 \text{ m}^3/\text{s}$$

Atunci :

$$D = \sqrt{\frac{0{,}69}{0{,}785 \cdot 4{,}64}} = 0{,}224 \text{ m}$$

Exemplul 10-22. Să se determine debitul de aer și cantitatea de căldură necesare la uscarea a 1 t de material umed de la $u_i = 50\%$ la $u_f = 6\%$ (raportată la masa totală) într-un uscător teoretic, care funcționează : a) după varianta normală de uscare ; b) cu încălzire intermediară (considerînd că aerul se încălzește în calorifer pînă la 100°C) ; c) cu recircularea a 80% din aerul utilizat.

Să se compare, de asemenea, potențialele de uscare pentru aceste variante.

Parametrii aerului atmosferic sînt : $t_0 = 25°C$; $x_0 = 0{,}0095$ kg/kg aer uscat.

Parametrii aerului recirculat sînt : $t_2 = 60°C$; $x_2 = 0{,}041$ kg/kg aer uscat.

Rezolvare. Se determină cantitatea de umiditate evaporată la uscare

$$W = G_i \frac{u_i - u_f}{100 - u_f} = 1\,000 \frac{50 - 6}{100 - 6} = 468 \text{ kg/h}$$

a) varianta normală de uscare (ABC — din fig. 10-12).

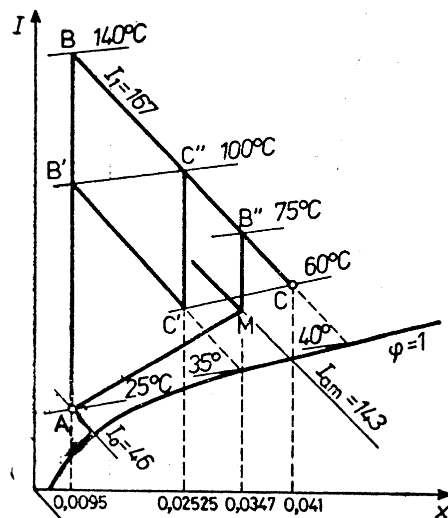


Fig. 10-12. Schița la exemplul 10-22.

* Această relație este obținută prin prelucrarea datelor experimentale ale lui I. M. Fedorov, la viteze ale aerului de 15...50 m/s.

Consumul specific de aer uscat este :

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0{,}041 - 0{,}0095} = 31{,}8 \text{ kg/kg umiditate evaporată.}$$

Consumul total de aer uscat este :

$$L = l \cdot W = 31{,}8 \cdot 468 = 14\,900 \text{ kg/h}$$

Consumul specific de căldură este :

$q = l(I_2 - I_0) = 31{,}8(167 - 46) = 3\,860$ kJ/kg umiditate evaporată.

Valorile entalpiilor se găsesc, folosind diagrma I—x a lui Ramzin (fig. 10-1).

Consumul total de căldură este :

$$Q = W \cdot q = \frac{468}{3\,600}\, 3\,860 = 502 \text{ kW}$$

b) în procesul de uscare cu încălzire intermediară ($AB'C'C''C$ — în fig. 10-12) sînt necesare două calorifere pentru încălzirea aerului pînă la 100°C. În acest caz, în prima zonă de uscare conținutul de umezeală al aerului crește pînă la 0,02525 kg/kg aer uscat și consumul specific de aer uscat va fi :

$$l' = \frac{1}{0{,}02525 - 0{,}0095} = 63{,}6 \text{ kg/kg umiditate evaporată.}$$

Deoarece în prima zonă a uscătorului se evaporă numai jumătate din umiditatea totală, adică 468/2 = 234 kg/h, atunci debitul orar de aer uscat va fi :

$$L = l' \cdot \frac{W}{2} = 63{,}6 \cdot 234 = 14\,900 \text{ kg/h.}$$

În zona a doua a uscătorului are loc evaporarea restului de umiditate cu ajutorul aceluiași aer, care a fost preîncălzit pînă la 100°C în caloriferul intermediar.

Căldura folosită la încălzirea aerului se consumă în cele două calorifere, iar consumul de căldură va fi egal cu :

$$Q = l'(I_2' - I_0)\frac{W}{2} + l'(I_2 - I_2')\frac{W}{2} = \frac{W}{2}\, l'(I_2 - I_0)$$

Deoarece $l'/2 = l$, rezultă :

$$Q = W \cdot l(I_2 - I_0) = \frac{468}{3\,600}\, 31{,}8(167 - 46) = 500 \text{ kW}$$

c) pentru procesul de uscare cu recircularea a 80% din aerul utilizat ($AMB''C$ — pe fig. 10-12) se determină caracteristicile amestecului, care intră în calorifer :

$$x_{am} = 0{,}2x_0 + 0{,}8x_2 = 0{,}2 \cdot 0{,}0095 + 0{,}8 \cdot 0{,}041 = 0{,}0347 \text{ kg/kg aer uscat}$$

$$I_{am} = 0{,}2I_0 + 0{,}8I_2 = 0{,}2 \cdot 46 + 0{,}8 \cdot 167 = 143 \text{ kJ/kg aer uscat}$$

Atunci consumul specific de aer uscat va fi :

$$l'' = \frac{1}{x_2 - x_{am}} = \frac{1}{0{,}041 - 0{,}0347} = 159 \text{ kg/kg umiditate}$$

iar debitul de aer (amestec), care intră în uscător este :

$$L'' = W \cdot l'' = 468 \cdot 159 = 74\,500 \text{ kg/h}$$

Debitul de aer atmosferic (20%) va fi :

$$L = 74\,500 \cdot 0{,}2 = 14\,900 \text{ kg/h}$$

Consumul specific de căldură este :

$$q = \frac{I_2 - I_{am}}{x_2 - x_{am}} = \frac{467 - 143}{0{,}041 - 0{,}0347} = 3\,820 \text{ kJ/kg umiditate}$$

Debitul de căldură va fi :

$$Q = W \cdot q = \frac{468}{3\,600}\, 3\,820 = 495 \text{ kW}$$

Din compararea debitelor de aer și căldură necesare uscării în cele trei variante considerate rezultă, că la aceiași parametri inițiali și finali ai aerului (v. poziția punctelor A și C pe diagrama din fig. 10-12) acestea sînt aceleași.

Se compară forțele motrice (potențialele) medii de uscare :

a) $$\varkappa_{med} = \frac{(t_1 - t_{am}) - (t_2 - t_{am})}{2{,}3 \lg \dfrac{t_1 - t_{am}}{t_2 - t_{am}}} = \frac{(140 - 40) - (60 - 40)}{2{,}3 \lg \dfrac{140 - 40}{60 - 40}} = 49{,}8°\text{C} = 49{,}8 \text{ K}.$$

b) $$\varkappa_{med\,1} = \frac{(100 - 35) - (60 - 35)}{2{,}3 \lg \dfrac{100 - 35}{60 - 35}} = 41{,}8°\text{C} = 41{,}8 \text{ K}$$

$$\varkappa_{med\,2} = \frac{(100 - 40) - (60 - 40)}{2{,}3 \lg \dfrac{100 - 40}{60 - 40}} = 36{,}5°\text{C} = 36{,}5 \text{ K}$$

$$\varkappa_{med} = \frac{41{,}8 + 36{,}5}{2} = 39{,}15°\text{C} = 39{,}15 \text{ K}$$

c) $$\varkappa_{med} = \frac{(75 - 40) - (60 - 40)}{2{,}3 \lg \dfrac{75 - 40}{60 - 40}} = 26{,}7°\text{C} = 26{,}7 \text{ K}$$

Din compararea forțelor motrice (potențialelor) de uscare rezultă că valoarea cea mai mică a forței motrice (condițiile cele mai blînde de uscare) s-a obținut în cazul variantei cu recircularea unei părți din aerul utilizat, iar valoarea cea mai mare — în cazul variantei normale de uscare.

Exemplul 10-23. Un material oarecare se usucă într-un uscător în contracurent cu funcționare continuă de la 50 la 3,5% umiditate, calculată la greutatea totală. Capacitatea uscătorului este de 2 260 kg material umed/h. Masa specifică a materialului uscat este 640 kg/m³. La 1 kg material uscat corespunde 0,0615 m² suprafață de evaporare.

La o uscare experimentală anterioară s-a găsit că conținutul critic în umiditate al materialului este 20%, iar conținutul în umiditate la echilibru este 1,5% din greutatea totală. În prima perioadă de uscare, cînd suprafața materialului este saturată cu umiditate, viteza de uscare este $2{,}44 \frac{\text{kg umiditate}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$.

Aerul utilizat în acet caz avea umiditatea de 0,0306 kg/kg. Conținutul de umezeală al aerului saturat la temperatura dată a materialului este $x_{sat} = 0{,}0495$ kg/kg. Cu ajutorul acestor date se determină coeficientul parțial de transfer de masă :

$$\beta = \frac{2{,}44}{0{,}0495 - 0{,}0306} = 129 \text{ kg/m}^2\cdot\text{h}$$ pe unitatea de diferență de umezeală ($\Delta x = 1$).

Să se determine durata de uscare necesară.

Rezolvare (fig. 10-13). Cu ajutorul ecuației (10-36) se determină durata primei perioade de uscare, în care toată suprafața materialului este saturată cu umiditate. Cu parametrii dați în problemă : $t_0 = 20°$C ; $\varphi_0 = 0{,}5$; $t_1 = 140°$C și $t_2 = 63°$C, se găsește $x_0 = 0{,}0075$ și $x_2 = 0{,}0294$ kg/kg. Apoi, printr-un calcul obișnuit, care nu se mai dă aici pe larg, se găsește că debitul orar de aer uscat : $L = 49\,700$ kg/h ; $x_1 = 0{,}0124$ kg/kg ; $x_{sat} = 0{,}0495$ kg/kg.

Atunci din ecuația (10-36) se determină :

$$A_1 = \frac{2{,}3 \cdot 49\,700}{129} \lg \frac{0{,}0495 - 0{,}0124}{0{,}0495 - 0{,}0294} = 237 \text{ m}^2.$$

La capacitatea de producție a uscătorului indicată, cantitatea de material introdusă pe oră corespunde unei suprafețe de evaporare de :

$$2\,260 \cdot 0{,}5 \cdot 0{,}0615 = 69{,}5 \text{ m}^2\text{/h}.$$

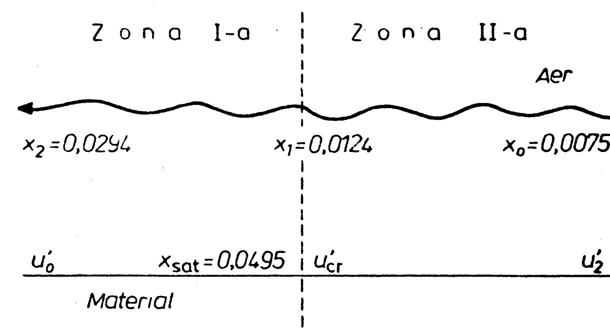


Fig. 10-13. Schița la exemplul 10-23.

Prin urmare, în prima zonă a uscătorului, corespunzătoare primei perioade de uscare, cantitatea de material trebuie să stea timp de 237/69,5 = 3,41 h, adică durata primei perioade de uscare este de 3 h 25 min.

Trecînd la determinarea duratei perioadei a doua de uscare, se găseşte :

a) volumul de material uscat :

$$V_M = \frac{2\,260 \cdot 0{,}5}{640} = 1{,}77 \text{ m}^3/\text{h}$$

b) conţinutul critic de umiditate :

$$u'_{cr} = \frac{20 \cdot 640}{80} = 160 \text{ kg/m}^3 \text{ material uscat}$$

c) conţinutul în umiditate la echilibru :

$$u'_{ech} = \frac{1{,}5 \cdot 640}{98{,}5} = 9{,}75 \text{ kg/m}^3 \text{ material uscat.}$$

Conţinutul iniţial în umiditate liberă în punctul critic este :

$$u^*_{cr} = u'_{cr} - u'_{ech} = 160 - 9{,}75 = 150{,}25 \text{ kg/m}^3 \text{ material uscat}$$

Suprafaţa de evaporare necesară pentru zona a doua a uscătorului A_2 se determină cu ecuaţia (10-38), în care :

$$\frac{u^*_{cr} \cdot V_M}{L} = \frac{150{,}25 \cdot 1{,}77}{49\,700} = 0{,}0054$$

$$A_2 = \frac{150{,}25}{129} \cdot \frac{1{,}77}{0{,}0495 + 0{,}0054 - 0{,}0124} \cdot \ln \frac{(0{,}0495 - 0{,}0075)0{,}0054}{(0{,}0495 - 0{,}0124)(0{,}0075 + 0{,}0054 - 0{,}0124)} =$$

$$= 120 \text{ m}^2$$

adică, în a doua zonă a uscătorului, corespunzătoare perioadei a doua de uscare, cantitatea de material trebuie să stea încărcată timp de 120/69,5 = = 1,73 h. Deci, durata perioadei a doua de uscare este de 1 h 44 min.

Durata totală de uscare este prin urmare :

$$\tau = 3 \text{ h } 25 \text{ min} + 1 \text{ h } 44 \text{ min} = 5 \text{ h } 9 \text{ min}$$

Exemplul 10-24. Într-un uscător, lucrînd după varianta normală de uscare, se îndepărtează din material 1 000 kg/h umiditate. Aerul atmosferic (t_0 = 10°C ; φ_0 = 78%) se încălzeşte într-un calorifer cu abur, presiunea aburului citită la manometru fiind de 4 at. Psihrometrul de pe conducta de aer, după uscător indică t_2 = 50°C, t_{um} = 37,5°C.

Admiţîndu-se un consum specific de căldură cu 13% mai mare decît în uscătorul teoretic, să se determine : debitul ventilatorului de aspiraţie, debitul aburului de încălzire, avînd umiditatea de 5%, şi suprafaţa de schimb de căldură a caloriferului, dacă coeficientul total de transmitere a căldurii este de 30 W/m²·K.

Rezolvare. Pe diagrama $I-x$ se găsesc: x_0 = 0,006 kg/kg aer uscat ; I_0 = 25,1 kJ/kg; x_2 = 0,037 kg/kg aer uscat; I_2 = 146,6 kJ/kg; p_v = 41,5 mm Hg (fig. 10-14).

Consumul specific de aer după ecuaţia (10-14) este :

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0{,}037 - 0{,}006} =$$

$$= 32{,}3 \text{ kg/kg apă evaporată}$$

Debitul de aer uscat :

$$L = W \cdot l = 1\,000 \cdot 32{,}3 = 32\,300 \text{ kg/h}$$

Volumul specific al aerului umed după ecuaţia (10-12) :

$$v_{sp} = \frac{R_a T}{P - p_v} = \frac{287(273 + 50)}{(745 - 41{,}5)133{,}3} =$$

$$= 0{,}988 \text{ m}^3/\text{kg aer uscat}$$

Debitul ventilatorului de aspiraţie este :

$$V = L \cdot v_{sp} = 32\,300 \cdot 0{,}988 =$$

$$= 31\,900 \text{ m}^3/\text{h}$$

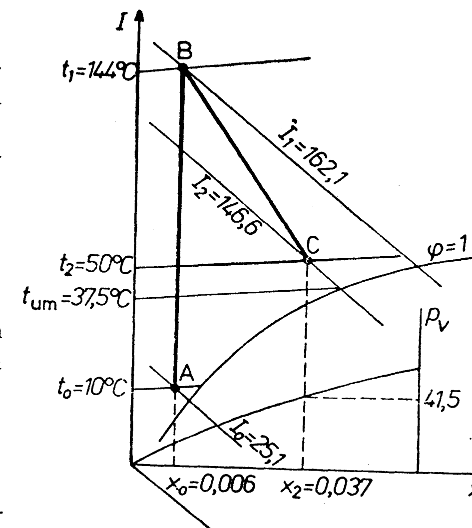


Fig. 10-14. Schiţa la exemplul 10-24.

Consumul specific de căldură în uscătorul teoretic se determină cu formula (10-19) :

$$q_T = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} = l(I_2 - I_0) = 32{,}3(146{,}6 - 25{,}1) = 3\,920 \text{ kJ/kg apă evaporată}$$

Pentru uscătorul real :

$$q = 1{,}13 \cdot q_T = 1{,}13 \cdot 3\,920 = 4\,430 \text{ kJ/kg apă evaporată}$$

Din ecuaţia (10-18) :

$$q = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} = l \cdot (I_1 - I_0)$$

Se determină :

$$I_1 = I_0 + \frac{q}{l} = 25{,}1 + \frac{4\,430}{32{,}3} = 162{,}1 \text{ kJ/kg.}$$

Această entalpie I_1 determinată pentru punctul B corespunde la temperatura t_1 = 144°C.

Consumul de căldură în calorifer :

$$Q = W \cdot q = \frac{1\,000}{3\,600} 4\,430 = 1\,230 \text{ kW}$$

Debitul aburului de încălzire :

$$G_{abur} = \frac{Q}{r \cdot x} = \frac{1\,230}{2\,117 \cdot 0{,}95} = 0{,}613 \text{ kg/s} = 2{,}2 \text{ t/h}$$

Diferența medie de temperatură în calorifer:

$$151{,}1 \longrightarrow 151{,}1$$

$$10{,}0 \longrightarrow 144{,}0$$

$$\Delta t_{intr} = 141{,}1 \qquad \Delta t_{iesire} = 7{,}1$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_{intr} - \Delta t_{iesire}}{2{,}3 \lg \frac{\Delta t_{intr}}{\Delta t_{iesire}}} = \frac{141{,}1 - 7{,}1}{2{,}3 \lg \frac{141{,}1}{7{,}1}} = 45°C = 45 \text{ K}$$

Suprafața de schimb de căldură a caloriferului va fi:

$$A = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_m} = \frac{1\,230 \cdot 10^3}{30 \cdot 45} = 910 \text{ m}^2$$

10.3. PROBLEME

10-1. De cîte ori este mai mare cantitatea de umiditate din 1 kg material umed care trebuie îndepărtată prin uscarea acestuia de la 50 la 25%, decît la uscarea de la 2 pînă la 1% umiditate (calculate la greutatea totală). În ambele cazuri, prin uscător trece 1 kg de material umed.

10-2. Să se găsească entalpia, conținutul de umezeală, temperatura termometrului umed și punctul de rouă pentru aerul care părăsește uscătorul la $t = 50°C$ și $\varphi = 0{,}7$.

10-3. Temperatura aerului la termometrul uscat este 50°C, iar la termometrul umed 30°C. Să se determine toate caracteristicile aerului.

10-4. Să se găsească conținutul de umezeală și umezeala relativă a unui amestec vapori—aer la 50°C, dacă se știe că presiunea parțială a vaporilor de apă în amestec este 0,1 at.

10-5. Să se determine conținutul în vapori de apă în amestec: a) cu aerul, b) cu hidrogenul; c) cu etanul (raportat la 1 kg gaz uscat) la $t = 35°C$ și $\varphi = 0{,}45$. Presiunea totală $P_{abs} = 1{,}033$ at.

10-6. Să se compare consumul specific de aer și de căldură într-un uscător în timp de vară și în timp de iarnă (în condițiile Bucureștiului)*, dacă în ambele cazuri, aerul care iese din uscător va avea $t_2 = 40°C$ și $\varphi_2 = 0{,}6$. Uscătorul este teoretic, cu varianta normală de uscare. Pentru caracteristicile de stare ale aerului în diferite regiuni și în diferite perioade ale anului, vezi tabelul XL.

10-7. Presiunea totală (absolută) a amestecului vapori—aer la 150°C și umezeală relativă $\varphi = 0{,}5$ reprezintă 745 mm Hg. Să se determine presiunea parțială a vaporilor de apă și a aerului, cît și conținutul de umezeală al aerului.

10-8. Aerul umed cu temperatura de 130°C și $\varphi = 0{,}3$ se găsește sub o presiune $P_{abs} = 7$ at. Să se determine presiunea parțială a aerului, densitatea și conținutul lui de umezeală.

10-9. Care este debitul de umiditate transportat de aerul intrat în uscător cu debitul de 200 kg/h (raportat la aerul perfect uscat), cu $t_1 = 95°C$, $\varphi_1 = 5\%$ și ieșit din uscător cu $t_2 = 50°C$ și $\varphi_2 = 60\%$? Să se determine, de asemenea, consumul specific de aer.

10-10. Aerul umed cu temperatura de 130°C și $\varphi = 1$ se găsește la presiunea $P_{abs} = 7$ at. Să se determine presiunea parțială a vaporilor de apă, densitatea aerului umed și conținutul lui de umezeală.

Comparați rezultatele problemelor 10-10 și 10-8.

10-11. Să se determine debitul unui ventilator de tiraj pentru un uscător, în care din materialul de uscat se îndepărtează 100 kg/h umiditate în următoarele condiții: $t_0 = 15°C$, $\varphi_0 = 0{,}8$, $t_2 = 45°C$, $\varphi_2 = 0{,}6$, $P = 750$ mm Hg.

* Leningradului, în origial.

10-12. Aerul se încălzește într-un calorifer înainte de intrarea în uscător pînă la 113°C. La ieșirea din uscător temperatura aerului este 60°C și $\varphi_2 = 0{,}3$.

Să se determine punctul de rouă al aerului la ieșirea din calorifer. Procesul de uscare are loc după dreapta I = const.

10-13. Să se determine consumul orar de aer atmosferic și consumul de căldură, și de asemenea, temperatura amestecului de aer înainte de intrarea în calorifer, într-un uscător cu recirculație parțială de aer în următoarele condiții:

— Caracteristicile aerului (raportate la aer uscat):
atmosferic . . . . $I_0 = 50$ kg/kg; $\varphi_0 = 0{,}7$
epuizat . . . . $I_2 = 260$ kg/kg; $\varphi_2 = 0{,}8$

Debitul de aer recirculat 80% (din cel intrat în uscător).

— Umiditatea materialului (raportată la masa totală):
inițială . . . . $u_i = 47\%$
— finală . . . . $u_f = 5\%$

Capacitatea uscătorului (în material umed) . . . . $G_i = 1{,}5$ t/h

10-14. Să se determine debitul de aer necesar la uscare și consumul de căldură la calorifer în următoarele condiții:

— Caracteristicile aerului:
atmosferic. . . . . $x_0 = 0{,}01$; $t_0 = 20°C$
epuizat . . . . $x_2 = 0{,}028$; $t_2 = 34°C$

— Umiditatea materialului (raportată la masa totală):
inițială . . . . $u_i = 50\%$
finală . . . . $u_f = 13\%$

— Capacitatea uscătorului în material absolut uscat . . . $G_u = 1$ t/h

— Pierderile de căldură ΣQ_0 cu materialul, cu mijloacele de transport și în mediul înconjurător (fără calculul căldurii introduse cu umiditatea) . . . . 15% din cantitatea totală de căldură.

10-15. Să se determine randamentul unui uscător teoretic, dacă caracteristicile aerului variază de la $\varphi_0 = 0{,}7$ și $t_0 = 20°C$ la $\varphi_2 = 0{,}6$ și $t_2 = 50°C$. Umiditatea se evaporă la temperatura termometrului umed.

10-16. Să se găsească potențialul mediu de uscare într-un uscător teoretic la $t_0 = 20°C$, $\varphi_0 = 0{,}7$ și $t_2 = 50°C$, $\varphi_2 = 0{,}4$. Evaporarea se produce la temperatura termometrului umed.

10-17. Într-un uscător teoretic intră aer din calorifer cu temperatura de 85°C pentru care potențialul de uscare este 43°C. Potențialul de uscare al aerului care părăsește uscătorul este de 8°C. Să se găsească presiunea parțială a vaporilor de apă din aerul care iese din uscător și procentul volumetric de vapori de apă din el, dacă presiunea în uscător (absolută) $P = 750$ mm Hg.

10-18. Un material umed avînd umiditatea inițială 33%, umiditatea critică 17% și umiditatea la echilibru 2% se usucă în condiții constante de uscare pînă la 9% umiditate în timp de 8 h. Să se determine durata uscării pînă la 3% umiditate în aceleași condiții. Umiditatea este dată în procente din masa substanței complet uscată.

10-19. Să se determine suprafața de încălzire a unui uscător tambur cu vid, în care se pot usca 200 kg/h (material uscat). Umiditatea inițială este 50% și finală 5% (din masa totală). Coeficientul total de transfer termic este 350 W/m²·K; temperatura de uscare 60°C; căldura specifică a materialului uscat $1{,}26 \cdot 10^3$ J/kg·K; temperatura inițială a materialului 20°C; presiunea aburului de încălzire $P_{abs} = 1{,}5$ at. Pierderile de căldură reprezintă 10% din cantitatea totală de căldură cedată de aburul de încălzire.

10-20. Să se găsească punctul de rouă și umezeala relativă a aerului care iese dintr-un uscător, folosind indicațiile psihrometrului, $t_{us} = 50°C$, $t_{um} = 35°C$.

10-21. Să se determine temperatura materialului umed (în prima perioadă de uscare) dintr-un uscător teoretic, dacă aerul atmosferic intră în calorifer la $t_0 = 15°C$ și $\varphi_0 = 0{,}8$ și se încălzește în el pînă la $t_1 = 123°C$.

10-22. Într-un uscător cu capacitatea de 1 t/h (în raport cu materialul umed) se usucă un material de la umiditatea de 55% pînă la 8% (în raport cu masa totală). Aerul atmosferic are $t_0 = 20°C$, $\varphi_0 = 0,75$ şi se încălzeşte în calorifer pînă la $t_1 = 110°C$. Potenţialul de uscare la ieşire din uscător $\varkappa_2 = 10°C$. Să se determine consumul de aer şi de abur de încălzire, dacă presiunea aburului $P_{abs} = 2,5$ at, iar gradul de uscare al acestuia este de 95%.

10-23. Într-un uscător cu capacitatea de 500 kg/h (în raport cu produsul absolut uscat) se usucă un material de la 42% pînă la 9% umiditate (raportată la substanţa absolut uscată). Temperatura aerului, care intră în calorifer, $t_0 = 20°C$, iar punctul său de rouă $t_r = 8°C$. Procesul de uscare în uscătorul teoretic are loc la $I = 125$ kj/kg. Uscarea se face după varianta normală. Să se determine consumul de abur de încălzire şi suprafaţa de încălzire a caloriferului, dacă presiunea (absolută) aburului de încălzire este 2 at şi umiditatea 5%, iar coeficientul total de transfer de căldură $K = 32$ W/m²·K. Suma tuturor pierderilor de căldură reprezintă 15% din consumul de căldură în uscătorul teoretic.

10-24. Aerul cu $t = 60°C$ şi $\varphi = 0,2$ se răceşte cu apă rece într-un schimbător de căldură multitubular în contracurent pînă la punctul de rouă. Apa de răcire se încălzeşte de la 15 pînă la 25°C. Să se determine debitul de aer care se răceşte, presiunea parţială a vaporilor de apă şi procentul lor în volume de aer, precum şi debitul de apă de răcire, dacă suprafaţa schimbătorului de căldură este de 15 m², iar coeficientul total de transfer termic $K = 46$ W/m²·K.

10-25. Să se găsească temperatura şi conţinutul în umezeală al aerului care iese dintr-un uscător teoretic, dacă potenţialul de uscare mediu $\varkappa_{med} = 41°C$. Aerul intră în calorifer cu $t_0 = 15°C$ şi $\varphi_0 = 70\%$. Entalpia aerului care trece din calorifer în uscător este $I = 144$ kj/kg. Să se determine, de asemenea, temperatura materialului umed (în prima perioadă de uscare)

10-26. Să se determine temperatura aerului care intră într-un uscător teoretic, dacă forţa motoare medie a procesului de uscare $\Delta x_{med} = 0,0136$ kg/kg, temperatura aerului care iese din uscător $t_2 = 45°C$, iar umezeala lui relativă $\varphi_2 = 60\%$.

10-27. Să se determine debitul de aer, consumul de abur şi presiunea acestuia pentru un uscător cu aer în contracurent, care funcţionează după varianta normală de uscare. Capacitatea uscătorului este de 600 kg/h material umed cu umiditatea iniţială 50% (raportată la masa totală), iar cea finală 9%. Aerul care intră în calorifer are $t_0 = 10°C$, $\varphi_0 = 80\%$, aerul care iese din uscător are $t_2 = 50°C$, $\varphi_2 = 50\%$. Temperatura aburului de încălzire se impune. Umiditatea aburului de încălzire este 6%.

Calculul se va face: a) pentru uscătorul teoretic; b) pentru uscătorul real, considerînd că temperatura materialului la intrarea în uscător este 16°C, iar la ieşire 55°C. Căldura specifică a materialului uscat este 1,68 kj/kg·K. Masa instalaţiei de transport (transportor din oţel) care suportă încărcarea orară de material brut este de 450 kg. Pierderile de căldură ale uscătorului şi caloriferului în mediul înconjurător se vor considera 10% din cantitatea de căldură transmisă aerului în calorifer.

10-28. Într-un uscător teoretic care funcţionează după varianta cu preîncălzirea intermediară a aerului (în trepte), intră 1 800 kg/h material umed cu umiditatea iniţială 39%. Umiditatea finală este 8% (raportată la masa totală). Aerul la ieşirea din uscător are temperatura de 45°C. Temperatura aerului atmosferic este 20°C. Instalaţia de uscare are în total 3 calorifere, aerul încălzindu-se în fiecare din ele pînă la 70°C. După fiecare calorifer, aerul se saturează în uscător cu vapori de apă pînă la $\varphi = 0,7$. Să se determine debitul de aer uscat şi consumul de abur de încălzire. Presiunea aburului de încălzire $P_{abs} = 3$ at, umiditatea lui fiind 5%. Se va reda schema procesului în diagrama Ramzin.

10-29. Consumul de abur în caloriferul unui uscător la presiunea $P_{rel} = 2$ at şi umiditatea de 10% este de 200 kg/h. Consumul de căldură este cu 10% mai mare decît consumul de căldură într-un uscător teoretic. Suprafaţa de încălzire a caloriferului este 41 m². Aerul atmosferic are $t_0 = 25°C$ şi punctul de rouă $t_r = 10°C$. Procesul de uscare decurge la $I_1 = 100$ kj/kg. Presiunea parţială a vaporilor de apă în aerul care părăseşte uscătorul este 25 mm Hg.

Să se determine coeficientul total de transfer de căldură în calorifer şi capacitatea uscătorului raportată la material umed, dacă materialul la intrarea în uscător are umiditatea 60%, iar la ieşirea din uscător 10% (raportată la masa totală).

10-30. Într-un uscător cu capacitatea de 500 kg/h (raportat la material uscat) se usucă material de la 70% la 10% umiditate (raportat la masa totală). Indicaţiile psihrometrului pentru aerul atmosferic sînt de 15° şi 20°C. Din uscător aerul iese cu temperatura de 45°C şi umezeala relativă 50%. Pierderile de căldură în uscător şi calorifer reprezintă 8% din consumul de căldură într-un uscător teoretic.

Să se determine suprafaţa de încălzire a caloriferului şi consumul de abur de încălzire, dacă presiunea acestuia este $P_{abs} = 2$ at şi umiditatea 5%.

Coeficientul total de transfer termic în calorifer este 35 W/m²·K.

10-31. 1 000 kg material umed cu umiditatea iniţială 50% se usucă pînă la umiditatea finală 8% (raportată la masa totală). Uscarea se face: a) într-un uscător sub vid la o temperatură a materialului în timpul uscării de 40°C; b) într-un uscător atmosferic cu aer, la aceeaşi temperatură a materialului (în prima perioadă). Aerul atmosferic are $t_0 = 20°C$, $\varphi = 0,7$; ieşind din uscător, aerul are $t_2 = 55°C$. În ambele cazuri materialul umed intră în uscător la 15°C şi iese la 40°C. Căldura specifică a materialului uscat este 1,26·10³ J/kg·K.

Să se determine consumurile specifice de căldură în ambele uscătoare neglijîndu-se pierderile de căldură în mediul înconjurător.

10-32. Într-un uscător teoretic cu capacitatea de 600 kg/h material absolut uscat se usucă material de la umiditate 35 la 8% (raportat la masa totală). Indicaţiile psihrometrului, stabilite în încăperea din care intră aerul în calorifer sînt $t_0 = 18°C$ şi $t_{um} = 15°C$. La ieşirea din uscător aerul are $t_2 = 40°C$ şi $\varphi_2 = 0,65$.

Să se determine consumul de abur şi suprafaţa caloriferului, dacă presiunea aburului $P_{abs} = 2$ at şi coeficientul total de transfer termic $K = 33$ W/m²·K.

10-33. Să se determine consumul de aer, consumat de abur de încălzire, presiunea necesară aburului şi suprafaţa caloriferului pentru un uscător cu productivitatea de 600 kg/h material umed cu umiditatea iniţială de 50% şi finală de 9% (raportată la masa totală). Indicaţiile psihrometrului pentru aerul care intră în calorifer sînt 10°C şi 5°C. Aerul la ieşirea din uscător are $t_2 = 15°C$, $\varphi_2 = 50\%$. Temperatura aburului de încălzire se ia cu 15°C mai mare decît temperatura aerului la ieşirea din calorifer. Umiditatea aerului de încălzire este 6%. Consumul de căldură este cu 10% mai mare decît consumul de căldură în uscătorul teoretic. Coeficientul total de transfer de căldură în calorifer este 35 W/m²·K.

10-34. Să se determine productivitatea în material uscat, suprafaţa de încălzire a caloriferului şi partea de aer recirculat într-un uscător teoretic cu recircularea aerului utilizat. Consumul de aer atmosferic proaspăt este de 6 000 kg/h, entalpia lui 50 kj/kg, iar presiunea parţială a vaporilor de apă din el 12 mm Hg. Umiditatea iniţială a materialului este 40%, iar cea finală 7% (raportată la masa totală).

Parametrii amestecului de aer la intrarea în calorifer sînt: $x = 0,034$; $t = 40°C$. În calorifer aerul se încălzeşte pînă la 88°C. Coeficientul total de transfer de căldură este de 47 W/m²·K. Presiunea aburului de încălzire $P_{rel} = 2$ at.

10.4. EXEMPLU DE CALCUL AL UNUI USCĂTOR ÎN STRAT FLUIDIZAT PENTRU USCAREA CLORURII DE POTASIU

Date de calcul:

Productivitatea (material uscat) . . . . $G_f = 20$ t/h

Umiditatea materialului (raportată la masa totală):

iniţială . . . . $u_i = 10\%$

finală . . . . $u_f = 0,5\%$

Diametrul mediu al particulelor $d = 0,25$ mm

($d_{max} = 0,5$ mm,

$d_{min} = 0,1$ mm)

Temperatura materialului, care intră la uscare . . . $\theta_1 = 20°C$

Căldura specifică a materialului uscat . . . . $c_m = 0,712·10^3$ J/kg·K

Densitatea sării . . . . $\rho_{mat} = 2·10^3$ kg/m³

Pentru uscare se folosesc gaze de ardere. Pierderile de căldură sînt egale cu 15% din consumul de căldură pentru încălzirea materialului şi evaporarea umidităţii.

Alegerea construcţiei uscătorului şi condiţiile lui de funcţionare.

Factorii care influenţează alegerea construcţiei uscătorului :

1) starea materialului de uscat — în vrac, granular în stare umedă :

2) materialul suportă încălzirea pînă la o temperatură mare ($t_{topire} = 770°C$) ;

3) raportul dintre dimensiunea maximă a particulelor şi cea minimă $\frac{d_{max}}{d_{min}} = \frac{0,5}{0,1} = 5$;

4) se îndepărtează în special umiditatea de suprafaţă ;

5) sita se alege (recomandată pentru uscarea sărurilor) cu diametrul orificiilor $d_0 = 5$ mm ;

6) se admite o oarecare neuniformitate a materialului de uscat în ceea ce priveşte conţinutul de umiditate finală, întrucît prin păstrare toate particulele de sare vor căpăta aceeaşi umiditate.

Factorul 3) permite alegerea în prealabil a aparatului de uscare cu o singură cameră, cu pereţi verticali.

Pentru asigurarea celor mai bune condiţii hidrodinamice alegem un aparat cu secţiune circulară.

Înălţimea stratului fluidizat în aparat o vom lua de 4 ori mai mare decît înălţimea zonei de acţiune a curentului — zona de stabilizare hidrodinamică [10-6].

Ultima se determină din ecuaţia :

$$h_c = 20 \cdot d_0 = 20 \cdot 5 = 100 \text{ mm};$$

$$h = 4 \cdot h_c = 4 \cdot 100 = 400 \text{ mm}.$$

Temperatura gazelor de ardere, diluate cu aer intrate sub sită se consideră $t_1 = 800°C$, temperatura gazelor la evacuare $t_2 = 125°C$, ceea ce nu duce la condensarea vaporilor în aparatele de desprăfuire (cicloane, filtre).

Temperatura sării descărcate se poate lua aproximativ egală cu temperatura gazelor evacuate, adică $\theta_g = 125°C$.

Pentru asigurarea unei fluidizări uniforme, alimentarea cu sare umedă sub formă de granule se face cu ajutorul unui distribuitor, care împrăştie materialul uniform pe suprafaţa stratului.

Descărcarea sării din aparat se recomandă să se facă direct lîngă sita pentru scoaterea din aparat a granulelor.

Calculul

1. *Debitul de material umed* este :

$$G_i = G_f \frac{100 - u_f}{100 - u_i} = 20\,000 \frac{0,995}{0,9} = 22\,100 \text{ kg/h} = 6,15 \text{ kg/s}$$

2. *Debitul de umiditate evaporată* este :

$$W = G_i - G_f = 22\,100 - 20\,000 = 2\,100 \text{ kg/h} = 0,584 \text{ kg/s}$$

3. *Consumul de căldură :*

$$Q = Q_{evap} + Q_{inc} + Q_{per} = 1,15\{W[r + c_v(t_2 - \theta_1)] + G_f \cdot c_m(\theta_2 - \theta_1)\} =$$

$$= 1,15\{0,584[2\,490 \cdot 10^3 + 1,97 \cdot 10^3(125 - 20)] +$$

$$+ 5,56 \cdot 0,712 \cdot 10^3(125 - 20)\} = 2\,280 \cdot 10^3 \text{ W}$$

Consumul specific de căldură

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{2\,280}{0,584} = 3\,900 \frac{\text{kj}}{\text{kg umiditate}}$$

4. *Consumul de gaze pentru uscare :*

$$L = \frac{Q}{c_g(t_1 - t_2)} = \frac{2\,280 \cdot 10^3}{1,05 \cdot 10^3(800 - 125)} = 3,22 \text{ kg/s}$$

Căldura specifică a gazelor c_g s-a luat la temperatura medie, egală cu $0,5(800 + 125) \approx 463°C$.

Consumul specific de gaze :

$$l = \frac{L}{W} = \frac{3,22}{0,584} = 5,5 \frac{\text{kg}}{\text{kg umiditate}}$$

5. *Viteza gazelor.*

Mai întii se calculează viteza critică de fluidizare pentru particulele de mărime medie, utilizînd graficul $L_i = f$ (Ar) pentru temperatura stratului, care poate fi considerată egală cu temperatura gazelor evacuate, adică 125°C. Criteriul lui Arhimede este :

$$\text{Ar} = \frac{d^3 \cdot \rho_m \cdot g}{\nu^2 \cdot \rho_g} = \frac{2,5^3 \cdot 10^{-12} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{2,47^2 \cdot 10^{-10} \cdot 0,885} = 5,67 \cdot 10^2$$

în care ρ_g se calculează la fel ca pentru aer

$$\rho_g = 1,293 \frac{273}{273 + 125} = 0,885 \text{ kg/m}^3$$

$$\nu = 2,47 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

Valoarea critică a criteriului lui Liaşcenko este :

$$\text{Li}_{cr} = 10^{-4}$$

Viteza critică de fluidizare va fi :

$$w_{cr} = \sqrt[3]{\frac{Li_{cr} \nu \cdot g \cdot \rho_m}{\rho_g}} = \sqrt[3]{\frac{10^{-4} \cdot 2.47 \cdot 10^{-5} \cdot 9,81 \cdot 2 \cdot 10^3}{0,885}} = 0,038 \text{ m/s}.$$

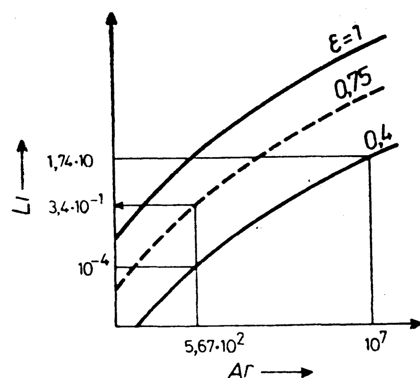


Fig. 10-15. Determinarea criteriului Li.

Valoarea de lucru a criteriului Li se alege la o porozitate a stratului fluidizat $\varepsilon = 0,75$, deoarece pentru procesele de uscare care au loc în prima perioadă, intensitatea procesului este cu atît mai mare cu cît viteza gazelor este mai mare.

Pentru $\varepsilon = 0,75$ se găsește $Li = 3,4 \cdot 10^{-1}$ (fig. 10-15). Atunci numărul (sau coeficientul) de fluidizare este :

$$Kw = \sqrt[3]{\frac{Li}{Li_{cr}}} = \sqrt[3]{\frac{3,4 \cdot 10^{-1}}{10^{-4}}} = 15$$

Viteza gazelor (raportată la întreaga secțiune a sitei) este :

$$w = Kw \cdot w_{cr} = 15 \cdot 0,038 = 0,57 \text{ m/s.}$$

Viteza gazelor imediat lîngă sită este mai mare din cauza temperaturii mai ridicate. Această viteză este egală cu :

$$w_{sita} = w \frac{273 + t_1}{273 + t_2} = 0,57 \frac{273 + 800}{273 + 125} = 1,54 \text{ m/s}$$

Dacă secțiunea liberă a sitei se consideră egală cu 10% din suprafața ei totală, viteza gazelor în orificiile sitei va fi egală cu :

$$w_0 = 10 \cdot 1,54 = 15,4 \text{ m/s}$$

Această viteză este suficientă pentru fluidizarea stratului nu numai cu particule cu diametrul maxim ($d_{max} = 0,5$ mm) ci și pentru particule mai mari (bulgări), după cum se vede din calculul următor :

Dacă se consideră numărul de fluidizare pentru particulele mai voluminoase, nu mai mare decît este necesar pentru mișcarea lor (de exemplu, $K_w = 3$), atunci viteza critică de fluidizare pentru aceste particule va fi :

$$w_{cr(0)} = \frac{\rho_0}{K_w} = \frac{15,4}{3} = 5,13 \text{ m/s}$$

Atunci

$$Li_{cr(0)} = \frac{w^3_{cr(0)} \cdot \rho_g}{\nu \cdot g \cdot \rho_m} = \frac{5,13^3 \cdot 0,33}{1,31 \cdot 10^{-4} \cdot 9,81 \cdot 2 \cdot 10^3} = 1,74 \cdot 10$$

unde :

$$\rho_g = 1,293 \frac{273}{273 + 800} = 0,33 \text{ kg/m}^3$$

$$\nu = 1,31 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2\text{/s}$$

Valorii $Li_{cr} = 1,74 \cdot 10$ îi corespunde $Ar = 10^7$. Atunci diametrul particulelor voluminoase (bulgări) este :

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ar \cdot \nu^2 \cdot \rho_g}{\rho_m \cdot g}} = \sqrt[3]{\frac{10^7 \cdot 1,31^2 \cdot 10^{-8} \cdot 0,33}{2 \cdot 10^3 \cdot 9,81}} = 0,0143 \text{ m}$$

În felul acesta sînt în stare de deplasare la sită cu orificii chiar și bulgări de sare cu diametrul ≈ 14 mm.

6. *Mărimea sitei*

Suprafața totală a sitei se determină din expresia :

$$S_{sita} = \frac{L}{\rho_g \cdot w} = \frac{3,22}{0,885 \cdot 0,57} = 6,39 \text{ m}^2$$

Diametrul sitei :

$$D_{sita} = \sqrt{\frac{S_{sita}}{0,785}} = \sqrt{\frac{6,39}{0,785}} = 2,85 \text{ m}$$

7. *Spațiul de separare*

Înălțimea spațiului de separare se consideră de 4 ori mai mare decît înălțimea stratului fluidizat :

$$h_{sep} = 4 \cdot 400 = 1\,600 \text{ mm}$$

Înălțimea totală a aparatului (deasupra sitei) va fi :

$$h + h_{sep} = 400 + 1\,600 = 2\,000 \text{ mm}$$

Se verifică dacă din aparat vor fi antrenate particulele de sare cele mai mici (diametrul $\sim 0,1$ mm).

Criteriul lui Arhimede :

$$Ar = \frac{d^3 \cdot \rho_m \cdot g}{\nu^2 \cdot \rho_g} = \frac{1 \cdot 10^{-12} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{2,47^2 \cdot 10^{-10} \cdot 0,885} = 3,64 \cdot 10$$

Criteriul lui Liașcenko care corespunde antrenării particulelor va fi $Li_{antr} = 0,15$, iar viteza de antrenare a particulelor cu diametrul de 0,1 mm este :

$$w_{antr} = \sqrt[3]{\frac{Li_{antr} \cdot \nu \cdot \rho_m \cdot g}{\rho_g}} = \sqrt[3]{\frac{0,15 \cdot 2,47 \cdot 10^{-5} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{0,885}} = 0,435 \text{ m/s}$$

Viteza efectivă a gazului în spațiul de separare în aparatul cu pereți verticali este :

$$w = \frac{L + W}{\rho_g \cdot S_{sita}} = \frac{(3,22 + 0,584)(273 + 125)}{1,293 \cdot 273 \cdot 6,39} = 0,672 \text{ m/s}$$

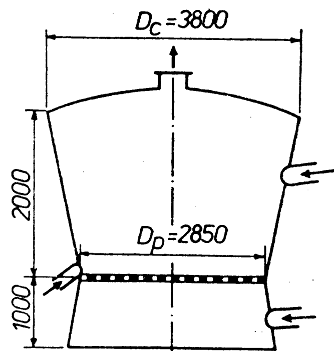


Fig. 10-16. Schița uscătorului.

(cu o oarecare aproximație, densitatea gazelor care se evacuează este calculată ca pentru aer).

În felul acesta, aparatul cu pereți verticali nu asigură sedimentarea în spațiul de separare a particulelor de sare cu un diametru mai mic de 0,1 mm. Pentru a asigura depunerea lor, secțiunea aparatului de separare trebuie lărgită pînă la valoarea :

$$S_{sep} = 1,1\ S_{sita} \frac{w}{w_{antr}} = 1,1 \cdot 6,39 \cdot \frac{0,672}{0,435} = 11\ \text{m}^2$$

Aici coeficientul 1,1 se introduce pentru o oarecare reducere a vitezei curentului în comparație cu viteza de antrenare, necesare pentru asigurarea depunerii particulelor.

Diametrul spațiului de separare va fi :

$$D_{sep} = \sqrt{\frac{11}{0,785}} \approx 3,8\ \text{m}$$

Schița uscătorului este dată în fig. 10-16.

10.5. EXEMPLU DE CALCUL AL UNUI USCĂTOR CU VALȚURI

Să se determine dimensiunile principale ale unui uscător cu două valțuri pentru pasta de carbonat de nichel, cu o productivitate de 90 kg/h pastă. Umiditatea inițială a materialului este de 75%, iar cea finală 10% (raportată la masa totală). Încălzirea uscătorului se face cu abur indirect (P_{abs} = 1 at). Grosimea stratului de material este ~1 mm. Grosimea peretelui valțului de fontă este 10 mm. La suprafața materialului se suflă aer cu o viteză de 1,5 m/s.

Temperatura aerului este 40°C, iar φ = 40%.

Rezolvare. Calculul uscătorului se poate face pe baza coeficientului total de transmitere a căldurii de la abur la aer. Procesul transmiterii căldurii în uscătorul cu valțuri are loc în felul următor : căldura aburului care se condensează este transmisă peretelui tamburului, iar de la acesta, la materialul care se usucă. Umiditatea evaporată din material difuzează în aer, ducînd cu sine și cantitatea corespunzătoare de căldură. Se poate calcula cantitatea de umiditate care a difuzat și, plecînd de la această cantitate se determină coeficientul parțial echivalent de transmitere a căldurii.

Se consideră coeficientul parțial de transmitere a căldurii de la aburul care condensează către peretele tamburului α = 9 280 W/m²·K. Coeficientul de conductivitate termică a fontei este λ_f = 46,4 W/m·K, iar coeficientul de conductibilitate termică mediu pentru materialul care se usucă λ_{mat} = = 0,8 W/m·K.

Coeficientul parțial echivalent de transmitere a căldurii la evaporarea umidității se stabilește din următoarea ecuație :

$$\alpha_{evap} = \frac{q_{evap}}{\Delta t} = \frac{G \cdot r}{\theta_{mat} - t_{aer}}$$

în care r este căldura latentă de vaporizare, J/kg.

Dacă umiditatea evaporată G (în kg/m²·h) se calculează cu ecuația (10-25)

$$G = 0,04075 \cdot w^{0,8} \cdot \Delta p$$

atunci coeficientul parțial de transfer de căldură α_{evap} (în W/m²·K) poate fi calculat din ecuația :

$$\alpha_{evap} = \frac{0.04074 w^{0,8} \cdot \Delta p \cdot r}{\Delta t \cdot 3\ 600}$$

Se admite (cu o verificare alterioară) că temperatura suprafeței exterioare a materialului este θ_{mat} = 80°C (temperatura admisibilă pentru carbonat de nichel este de maximum 85°C). Presiunea vaporilor de apă saturanți la 80°C este p_{sat} = 355 mm Hg ; presiunea parțială a vaporilor de apă în aer la t = = 40°C și φ = 0,4 este p_v = 22,4 mm Hg. Căldura latentă de vaporizare a apei la presiunea atmosferică este $r = 2\ 264 \cdot 10^3$ J/kg.

Deci, coeficientul parțial echivalent la evaporare este :

$$\alpha_{evap} = \frac{0,04075 \cdot 1,5^{0,8}(355 - 22,4) 2\ 264 \cdot 10^3}{(80 - 40) \cdot 3\ 600} = 294\ \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Coeficientul total de transmitere a căldurii de la aburul care se condensează la aer este :

$$K = \frac{1}{\frac{1}{9\ 280} + \frac{0,01}{46,4} + \frac{0,001}{0,8} + \frac{1}{294}} = 203\ \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Încărcarea termică specifică a suprafeței de încălzire este :

$$q = K(t_{vap} - t_{aer}) = 203(100 - 40) = 12\ 180\ \text{W/m}^2$$

Se verifică temperatura materialului θ_{mat}, admisă anterior, cu ecuație :

$$\Delta t = \frac{q}{\alpha_{evap}} = \frac{12\ 180}{294} = 41,4°\text{C} = 41,4\ \text{K}$$

Temperatura suprafeței materialului este

$$\theta_{mat} = t_{aer} + \Delta t = 40 + 41,4 = 81,4°\text{C}$$

ceea ce este foarte aproape de valoarea impusă

Debitul de apă, evaporat în uscător este :

$$W = G_i \frac{u_i - u_f}{100 - u_f} = 90 \frac{75 - 10}{100 - 10} = 65\ \text{kg/h}$$

Consumul de căldură pentru încălzirea materialului și pentru evaporarea umidității este :

$$Q = \frac{90 \cdot 3{,}46 \cdot 10^3(81{,}4 - 15) + 65 \cdot 2\,264 \cdot 10^3}{3\,600} = 46\,500 \text{ W}$$

Suprafața de încălzire necesară uscătorului cu valțuri este :

$$A = \frac{Q}{q} = \frac{46\,500}{12\,180 \cdot 0{,}75} = 5{,}38 \text{ m}^2$$

unde 0,75 — coeficient care indică suprafața efectivă de contact dintre material și suprafața de încălzire a valțurilor.

După norme, uscătorul cu două valțuri cel mai apropiat are $A = 5{,}2$ m² (diametrul valțurilor 600 mm, lungimea 1 400 mm). Se va alege acest uscător deși suprafața de încălzire este mai mică decît cea necesară, rezultată din calcul. Pentru a realiza capacitatea cerută trebuie să se mărească puțin presiunea aburului de încălzire, ceea ce este ușor de realizat în practică.

La determinarea consumului de abur trebuie avut în vedere și pierderile de căldură ale uscătorului.

11. RĂCIRE MODERATĂ ȘI ÎNAINTATĂ

11.1. LEGILE DE BAZĂ ȘI FORMULE DE CALCUL

1. *Pentru ciclul de răcire (reversibil) Carnot 1—2—3—4*, compus din două procese izoterme și două procese izentropice (fig. 11-1), coeficientul frigorific este :

$$\varepsilon_c = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{L_c - L_d} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{T_0}{T - T_0} \quad (11\text{-}1)$$

unde : Q_0 este cantitatea de căldură preluată de agentul frigorific (mediul de lucru) de la produsul care se răcește la temperatura T_0, W ;
Q — cantitatea de căldură cedată de agentul frigorific (mediul de lucru) apei la temperatura T, W ;
L_c — puterea consumată de compresor la comprimarea izentropică a vaporilor de agent frigorific, W ;
L_d — puterea obținută la destinderea izentropică a agentului frigorific în detentor ;
$L = L_c - L_d = Q - Q_0$ — puterea teoretică consumată în ciclu, W.

După cum rezultă din formula ((11-1), ε_c teoretic depinde numai de valorile temperaturilor T și T_0 și nu depinde de natura agentului de răcire.

2. *Pentru ciclul real umed* al unei mașini frigorifice cu compresor cu vapori 1—2—3—4′ (fig. 11-2) coeficientul frigorific este :

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{H_1 - H_4'}{H_2 - H_1} = \frac{H_1 - H_3}{H_2 - H_1} \quad (11\text{-}2)$$

unde : L este puterea consumată de compresor la comprimarea vaporilor agentului de răcire, W ;
H_1, H_2, H_3, H_4 — entalpia agentului de răcire în punctele corespunzătoare ale ciclului (fig. 11-2), J/kg.

Celelalte notații au aceeași semnificație ca și în formula 11-1.

3. *Pentru ciclul uscat* a unei instalații frigorifice cu comprimarea vaporilor într-o singură treaptă (fig. 11-3) rezultă :

a) fără subrăcirea agentului frigorific lichid (procesul 1—2—3—4—4′) :

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{H_1 - H_4'}{H_2 - H_1} = \frac{H_1 - H_4}{H_2 - H_1} \quad (11\text{-}3)$$

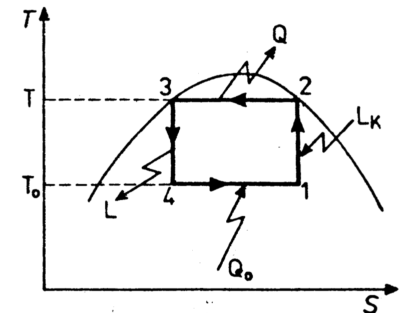


Fig. 11-1. Ciclul de răcire Carnot.

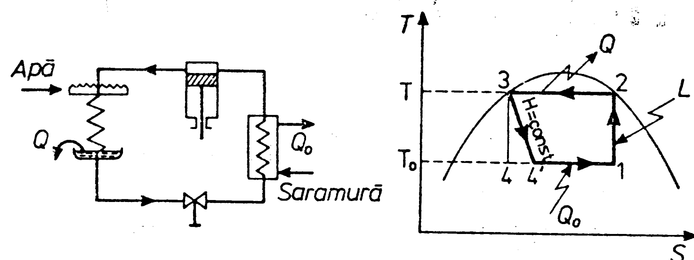


Fig. 11-2. Ciclul umed.

b) cu subrăcirea agentului frigorific lichid (procesul 1—2—3—4—5—6) :

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{H_1 - H_6}{H_2 - H_1} = \frac{H_1 - H_5}{H_2 - H_1} \tag{11-4}$$

În ultima formulă :

ε — coeficientul frigorific ;
$Q_0 = G(H_1 - H_5)$ — capacitatea frigorifică a instalației, W ;
$L = Q - Q_0 = G(H_2 - H_1)$ — puterea teoretică consumată de compresor, W ;
$Q = G(H_2 - H_5)$ — cantitatea de căldură cedată de agentul frigorific apei, în condensator (inclusiv subrăcirea agentului frigorific lichid), W ;
G — cantitatea de agent frigorific dintr-un ciclu, kg/s ;
H_1, H_2, ... — entalpiile agentului frigorific în punctele corespunzătoare ale ciclului, J/kg.

În figura 11-4 este reprezentat în coordonate p-H ciclul uscat al unei instalații frigorifice cu comprimare într-o treaptă.

4. *Puterea reală* N (kW), consumată de instalația de răcire cu comprimare este :

$$N = \frac{L}{1\,000\,\eta} \tag{11-5}$$

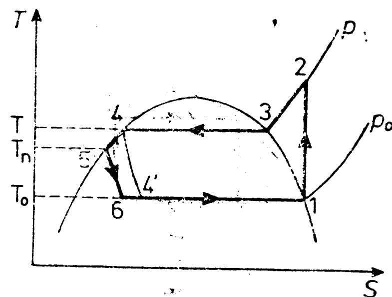


Fig. 11-3. Ciclul uscat.

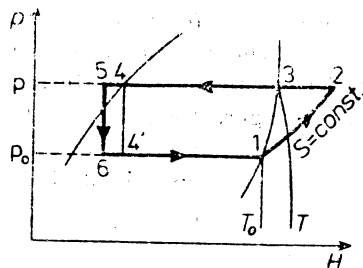


Fig. 11-4. Ciclul uscat în coordonate p-H.

unde : η este randamentul total egal cu :

$$\eta = \eta_i \cdot \eta_{mec} \cdot \eta_t \cdot \eta_m \tag{11-6}$$

η_i — randamentul indicat al compresorului care ține seama de diferența dintre procesul real de funcționare și cel teoretic (izentropic) ; mărimea η_i depinde de gradul de comprimare al agentului frigorific, adică de raportul dintre presiunea de condensare p și presiunea de vaporizare p_0 ; valorile în figura 11-5 ;
η_{mec} — randamentul mecanic al compresorului, care ține seama de pierderile provocate prin frecare ;
η_t — randamentul sistemului de transmisie ;
η_m — randamentul motorului compresorului.

În calcule aproximative se admit de obicei :

$$\eta_{mec} = 0{,}8 - 0{,}9, \qquad \eta_m = \eta_t = 0{,}95$$

5. *Capacitatea frigorifică a compresorului* Q_0 (W) este :

$$Q_0 = \lambda V_g \cdot q_v \tag{11-7}$$

unde : λ este coeficientul de debit al compresorului, adică raportul dintre volumul real de vapori aspirați într-o secundă de compresor și volumul geometric V_g (m³/s) descris de piston ; pentru compresoarele cu amoniac se pot folosi valorile coeficienților de debit λ indicate în figura 11-5, în funcție de raportul dintre presiunea în condensator p și presiunea din evaporator p_0 ;
q_v — capacitatea frigorifică volumetrică (J/m³) a agentului frigorific, egală cu :

$$q_v = \rho_i(H_1 - H_5) \tag{11-8}$$

H_1 și H_5 — entalpiile agentului frigorific la ieșirea și intrarea în evaporator (vezi fig. 11-3) sau 11-4), J/kg ;
ρ_i — densitatea vaporilor aspirați de compresor, $\frac{kg}{m^3}$.

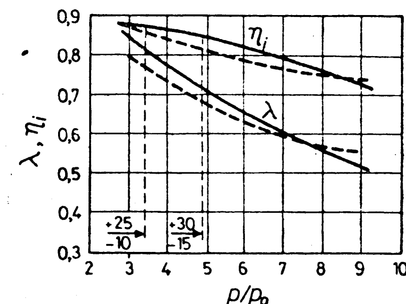


Fig. 11-5. Valoarea coeficienților η_i și λ pentru compresoare cu amoniac, verticale în echicurent (—) și pentru compresoare cu amoniac orizontale cu dublu efect (------).

6. *La recalcularea capacității frigorifice* Q_0 a compresorului pentru alte condiții la număr de turații constant (Q_0) se utilizează formula :

$$\frac{Q_0}{Q_0'} = \frac{q_v \cdot \lambda}{q_v' \cdot \lambda'} \tag{11-9}$$

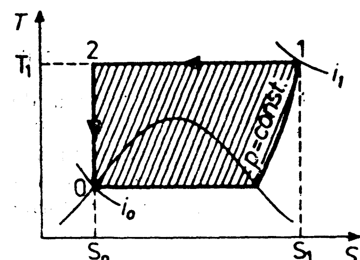


Fig. 11-6. Procesul ideal de lichefiere a gazului.

Se consideră condiţii normale de funcţionare a unei instalaţii frigorifice cu comprimare într-o singură treaptă următoarele : temperatura de evaporare $-10°C$, temperatura de condensare $+25°C$, temperatura de subrăcire a agentului frigorific lichid $+15°C$.

7. *Lucrul mecanic minim necesar* pentru lichefierea a 1 kg gaz în procesul ideal de lichefiere (fig. 11-6) este :

$$L_{min} = T_1(S_1 - S_0) - (H_1 - H_0) \qquad (11\text{-}10)$$

unde : T_1, S_1, H_1 sînt temperatura, entropia şi entalpia gazului în starea iniţială (punctul 1) ;
S_0 şi H_0 — entropia şi entalpia lichidului (punctul 0).

Deşi procesul ideal de lichefiere nu este realizabil practic, totuşi L_{min} are importanţă ca termen de comparaţie pentru ciclurile reale.

8. *Lichefierea aerului cu destindere* fără cedare de lucru mecanic exterior — prin laminare (ciclul Linde).

a. Ciclul regenerativ simplu — vezi figura 11-10.

Capacitatea frigorifică a ciclului q (J/kg) este :

$$q = H_1 - H_3 \qquad (11\text{-}11)$$

unde : H_1, H_3 sînt entalpiile aerului destins şi comprimat la temperatura de intrare în schimbătorul de căldură, J/kg.

Fracţia de aer lichefiat este :

$$y = \frac{q - q_{pierd}}{H_1 - H_0} = \frac{(H_1 - H_3) - q_{pierd}}{H_1 - H_0} \cdot$$

unde : H_0 este entalpia aerului lichid (la presiunea aerului destins), J/kg;
q_{pierd} — pierderile totale de frig raportate la 1 kg de aer prelucrat.

b. Ciclul cu răcire preliminară (cu amoniac).

Capacitatea frigorifică a ciclului q' (J/kg) este :

$$q' = H'_1 - H'_3 \qquad (11\text{-}13)$$

unde : H'_1 şi H'_3 sînt entalpiile aerului destins şi comprimat la temperatura de intrare în schimbătorul de căldură principal după răcitorul de amoniac, J/kg.

Fracţia de aer lichefiat este :

$$y = \frac{q' - q_{pierd}}{H'_1 - H_0} = \frac{(H'_1 - H'_3) - q_{pierd}}{H'_1 - H_0} \qquad (11\text{-}14)$$

Cantitatea de căldură q_a (J/kg) transmisă în schimbătorul de căldură cu amoniac (raportată la 1 kg aer comprimat) este :

$$q_a = q' - q + y(H_1 - H'_1) \qquad (11\text{-}15)$$

unde : q' este capacitatea frigorifică specifică a ciclului [formula (11-13)] ;
q — capacitatea frigorifică specifică a ciclului în cazul cînd lipseşte răcirea preliminară cu amoniac [formula (11-11)];
H_1 şi H'_1 — vezi formulele (11-11) şi (11-13).

c. Ciclul cu circulaţia aerului sub presiune — vezi pag. 470.

Capacitatea frigorifică specifică a aciclului q (J/kg) este :

$$q = (H_2 - H_3) + (M(H_1 - H_2) \qquad (11\text{-}16)$$

unde : H_1, H_2, H_3 sînt entalpiile aerului destins, aerului comprimat la presiunea medie şi aerului comprimat la presiune înaltă care corespunde temperaturii de intrare în schimbătorul de căldură principal, J/kg.
M — fracţia de aer destins la presiunea joasă (de obicei 0,2—0,4).

Fracţia de aer lichefiat este :

$$y = \frac{(H_2 - H_3) + M(H_1 - H_2) - q_{pierd}}{H_1 - H_0} \qquad (11\text{-}17)$$

Notaţiile sînt aceleaşi ca şi în formula (11-12).

9. *Lichefierea aerului cu destinderea lui şi cedarea de lucru în exterior în detentor.*

a. Ciclul de presiune medie — vezi figura 11-12.

Capacitatea frigorifică specifică a ciclului q (J/kg) este :

$$q = (H_1 - H_2) + M(H_3 - H_4) \qquad (11\text{-}18)$$

unde : H_1, H_2 sînt entalpiile aerului destins şi comprimat la temperatura de intrare în schimbătorul de căldură principal, J/kg;
H_3, H_4 — entalpia aerului comprimat la intrarea şi ieşirea din detentor, J/kg ;
M — fracţia aerului, intrată în detentor (de obicei se ia $M = 0,8$).

Pentru aerul care se destinde în detentor se admite de obicei în acest ciclu :

$$H_3 - H_4 = 0,65 \cdot \Delta H_{iz} = 0,65(H_3 - H_5)$$

unde : ΔH_{iz} este variaţia entalpiei aerului în procesul izentropic ;
H_5 — entalpia aerului la presiunea după detentor şi la aceiaşi entropie ca şi H_3, J/kg.

Fracţia aerului lichefiat este :

$$y = \frac{(H_1 - H_2) + M(H_3 - H_4) - q_{pierd}}{H_1 - H_0} \qquad (11\text{-}19)$$

Notaţiile sînt aceleaşi ca şi în formula (11-18).

b. Ciclul de presiune înaltă (ciclul Heilandt) — vezi figura 11-13.
Capacitatea frigorifică specifică a ciclului q (J/kg) este :

$$q = (H_1 - H_3) + M(H_3 - H_4) \qquad (11\text{-}20)$$

unde : H_1, H_3 sînt entalpiile aerului destins şi comprimat la temperatura de intrare în schimbătorul principal şi în detentor, J/kg ;
H_4 — entalpia aerului la ieşirea din detentor, J/kg ;
M — fracţia aerului intrată în detentor (de obicei se admite $M = 0{,}45\ldots0{,}5$).

În acest ciclu pentru aerul destins în detentor se poate considera :

$$H_3 - H_4 = 0{,}75\cdot\Delta H_{iz} = 0{,}75(H_3 - H_5)$$

Fracţia aerului lichefiat este :

$$y = \frac{(H_1 - H_3) + M(H_3 - H_4) - q_{pierd}}{H_1 - H_0} \qquad (11\text{-}21)$$

c. Ciclul de presiune joasă cu turbodetentor (Kapiţa) — vezi figura 11-14.
Fracţia aerului lichefiat este :

$$y = \frac{(H_1 - H_2) + (1 - ay)(H_3 - H_4) - q_{pierd}}{H_1 - H_0} \qquad (11\text{-}22)$$

unde : H_1, H_2 sînt entalpiile aerului destins şi comprimat la temperatura de intrare în schimbătorul principal, J/kg ;
H_3, H_4 — entalpiile aerului comprimat înainte şi după detentor, J/kg ;
a — coeficient care ţine seama de evaporare în timpul laminării lichidului de la presiunea de condensare pînă la presiunea atmosferică (la presiunea de condensare $p_{abs} = 5{,}89\cdot10^5$ Pa = 6 ata ; $a = 1{,}25$).

Pentru aerul care se destinde în turbodentor se poate admite :

$$H_3 - H_4 = 0{,}8\cdot\Delta H_{iz} = 0{,}8(H_3 - H_5) \qquad (11\text{-}23)$$

unde : H_5 este entalpia aerului la presiunea după detentor şi la aceiaşi entropie ca şi H_3, J/kg.

d. Pierderile de frig q_{pierd} se compun din doi termeni :

$$q_{pierd} = q_{m.i} + q_{ner} \qquad (11\text{-}24)$$

Pierderile de frig nerecuperabile (J/kg) sînt :

$$q_{ner} = c_p\cdot\Delta t \qquad (11\text{-}25)$$

unde : c_p este căldura specifică a aerului la temperatura de ieşire din schimbătorul de căldură, J/kg·K ;
Δt — diferenţa de temperatură între aerul comprimat care intră în schimbătorul de căldură şi aerul destins care iese din schimbătorul de căldură, K.

Pierderile de frig în mediul înconjurător (prin izolaţie), $q_{m.i}$ reprezintă de obicei 4—12 kJ la 1 m³ (în condiţii normale) de aer prelucrat.

11.2. EXEMPLE

Exemplul 11-1. Să se determine coeficientul frigogrific a unei instalaţii de răcire cu comprimare care funcţionează după ciclul Carnot, dacă temperatura în vaporizator este —23°C iar în condensator 27°C.

Rezolvare. Folosind formula (11-1) se obţine :

$$\varepsilon_c = \frac{T_0}{T - T_0} = \frac{273 - 23}{(273 + 27) - (273 - 23)} = 5$$

Exemplul 11-2. Să se calculeze puterea teoretică consumată de o instalaţie frigorifică care lucrează după ciclul ideal al lui Carnot şi care îndepărtează într-o secundă 17 400 J la —19°C (temperatura de vaporizare). Temperatura de condensare este 15°C.

Rezolvare. Coeficientul frigorific are valoarea :

$$\varepsilon_c = \frac{T_0}{T - T_0} = \frac{254}{268 - 254} = 7{,}5$$

Puterea teoretică consumată este :

$$N = \frac{L}{1\,000} = \frac{Q_0}{\varepsilon_c\cdot10^3} = \frac{17\,400}{7{,}5\cdot10^3} = 2{,}32\ \text{kW}$$

Exemplul 11-3. Să se calculeze puterea teoretică minimă a compresorului de amoniac al unei instalaţii frigorifice (după ciclul Carnot) şi consumul de apă în condensator dacă se fabrică 500 kg/h gheaţă din apă, la 0°C. Amoniacul fierbe la —7°C şi se condensează la 20°C. Apa din condensator se încălzeşte de la 10 pînă la 15°C.

Rezolvare. Căldura degajată la solidificarea apei este :

$$Q_0 = \frac{500\cdot339{,}1\cdot10^3}{3\,600} = 47\,100\ \text{W}$$

în care $339{,}1\cdot10^3$ J/kg este căldura de solidificare a apei.

Lucrul mecanic al compresorului (exclusiv lucrul efectuat prin destindere izentropică) este :

$$L = \frac{Q_0}{\varepsilon_c} = \frac{T - T_0}{T_0}Q_0 = \frac{293 - 266}{266}\,47\,100 = 4\,780\ \text{W}$$

Căldura preluată de apă în condensator este :

$$Q = Q_0 + L = 47\,100 + 4\,780 = 51\,880\ \text{W} = 51{,}9\ \text{kW}$$

Debitul de apă este :

$$\frac{51\,880}{(15 - 10)\cdot4{,}187\cdot10^3} = 2{,}378\ \text{kg/s}$$

Exemplul 11-4. Să se determine capacitatea frigorifică a agentului de răcire, coeficientul frigorific, cantitatea de căldură primită în condensator, cantitatea de agent frigorific în circulaţie şi puterea teoretică consumată de

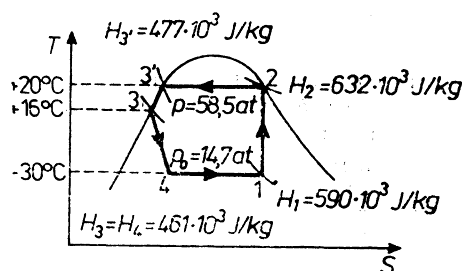


Fig. 11-7. Schiţa la exemplul 11-4.

o maşină frigorifică cu bioxid de carbon, care funcţionează după ciclul umed, dacă temperatura de vaporizare este —30°C, temperatura de condensare 20°C, temperatura de subrăcire 16°C. Capacitatea de răcire a instalaţiei trebuie să fie 58 150 W.

În figura 11-7 este prezentat ciclul maşini în coordonate $T-S$. Valorile entalpiilor au fost determinate cu ajutorul diagramei $T-S$ pentru bioxid de carbon (v. fig. XXVII). Linia 1—2 reprezintă comprimarea în compresor, linia 2 — 3' condensarea, linia 3' — 3 subrăcirea agentului frigorific lichid, linia 3—4 destinderea, linia 4—1 vaporizarea.

Rezolvare. Capacitatea frigorifică specifică a agentului frigorific este:

$$q_0 = H_1 - H_4 = (590 - 461)10^3 = 129\cdot10^3 \text{ J/kg}$$

Coeficientul frigorific este:

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{H_1 - H_4}{H_2 - H_1} = \frac{(590 - 461)\cdot10^3}{(632 - 590)\cdot10^3} = 3,1$$

Cantitatea de căldură cedată în condensator, raportată la 1 kg de bioxid de carbon în circulaţie este:

$$q = H_2 - H_3 = (632 - 461)\cdot10^3 = 171\cdot10^3 \text{ J/kg}$$

Cantitatea de agent frigorific în circulaţie este:

$$G = \frac{Q_0}{q_0} = \frac{58\,150}{129\cdot10^3} = 0,440 \text{ kg/s}$$

Cantitatea de căldură cedată în condensator este:

$$Q = 171\cdot10^3\cdot0,448 = 76,9 \text{ kW}$$

Puterea teoretică necesară este:

$$N_t = G(H_2 - H_1) = 0,448(632-590)\cdot10^3 = 0,448\cdot42\cdot10^3 =$$

$$= 18,7\cdot10^3 \text{ W} = 18,7\text{KW}$$

Exemplul 11-5. Să se determine coeficientul de debit al unui compresor de amoniac cu simplu efect, avînd cursa pistonului de 0,32 m, diametrul cilindrului 0,25 m şi turaţia 180 rot/min. Compresorul lucrează cu vapori uscaţi fără subrăcire. Temperatura de vaporizare este —10°C, temperatura de condensare 30°C, capacitatea frigorifică 93 000 W.

Rezolvare. Capacitatea frigorifică specifică a amoniacului este:

$$q_0 = H_1 - H_4 = (1\,430 - 327)\cdot10^3 = 1\,106\cdot10^3 \text{ J/kg}$$

Conţinutul caloric a fost determinat cu ajutorul diagramei $T-S$ pentru amoniac (v. fig. XXVI).

Capacitatea frigorifică volumetrică a amoniacului este:

$$q_v = q_0\cdot\rho_1 = 1\,106\cdot2,39\cdot10^3 = 2\,640\cdot10^3 \text{ J/m}^3$$

în care $\rho_1 = 2,39$ kg/m³ este densitatea vaporilor aspiraţi de compresor (v. tabela XLVIII).

Volumul descris de piston este:

$$V_g = \frac{\pi\cdot D^2}{4} s \frac{n}{60} = \frac{3,14\cdot0,25^2}{4} 0,32 \frac{180}{60} = 0,047 \text{ m}^3\text{/s}$$

Coeficientul de debit se calculează cu formula (11-7):

$$\lambda = \frac{Q_0}{V_g\cdot q_v} = \frac{93\,000}{0,047\cdot2\,640\cdot10^3} = 0,745$$

Exemplul 11-6. Un compresor de amoniac marca 3-AV (vertical) are o capacitatea frigorifică $Q_0 = 174\,000$ W în condiţii normale. Care va fi capacitatea frigorifică a acestui compresor dacă va lucra la o temperatură de vaporizare de —25°C, temperatura de condensare fiind 30°C, iar cea de subrăcire 25°C?

Rezolvare. Pentru determinarea capacităţii frigorifice în condiţiile de lucru se utilizează formula (11-9):

$$Q_0' = Q_0 \frac{q_v'\lambda'}{q_v\lambda}$$

După cum se vede din formulă, pentru recalcularea capacităţii frigorifice a compresorului, trebuie să se determine q_v', λ', q_v şi λ.

Pornind de la determinarea condiţiilor normale de lucru ($t_{ev} = -10$°C, $t_{cond} = 25$°C, $t_{subr} = 15$°C), cu ajutorul diagramei $T-S$ (v. fig. XXVI) şi a tabelului XLVIII, se găseşte:

$$q_v = q_0\cdot\rho = (H_1 - H_4)\cdot\rho = (1\,430 - 251)\cdot10^3\cdot2,39 = 2\,830\cdot10^3 \text{ J/m}^3$$

În mod analog se găseşte q_v':

$$q_v' = (H_1' - H_4')\cdot\rho' = (1\,410 - 299)\cdot10^3\cdot1,297 = 1\,440\cdot10^3 \text{ J/m}^3$$

Pentru determinarea lui λ se găseşte raportul dintre presiunea de condensare şi presiunea de vaporizare în condiţii normale, adică raportul dintre presiunea p, corespunzătoare temperaturii de condensare de 25°C şi presiunea p_0, corespunzătoare temperaturii de vaporizare la —10°C (v. tabela XLVIII):

$$\frac{p}{p_0} = \frac{1\,004}{281} = 3,45$$

Pentru acest raport al presiunilor, $\lambda = 0,82$ (v. fig. 11-5).

În mod analog, se determină λ', pornind de la condiţiile de lucru date. Se calculează raportul dintre presiunea p, corespunzînd temperaturii de condensare de 30°C, şi presiunea p_0, corespunzînd temperaturii de vaporizare de −25°C :

$$\frac{p}{p_0} = \frac{1\,167}{152} = 7{,}7$$

Pentru acest raport al presiunilor, λ' = 0,57 (v. fig. 11-5).

Capacitatea frigorifică a compresorului în condiţiile de lucru este :

$$Q_0' = Q_0 \frac{q_v' \lambda'}{q_v \lambda} = 174\,000 \frac{1\,440 \cdot 10^3 \cdot 0{,}57}{2\,830 \cdot 10^3 \cdot 0{,}82} = 62\,000 \text{ W} = 62 \text{ kW}$$

Exemplul 11-7. Să se determine dimensiunile cilindrului şi puterea consumată de un compresor orizontal cu o singură treaptă şi cu simplu efect, care lucrează cu amoniac gazos după ciclul uscat. Capacitatea frigorifică necesară este 290 000 W la temperatura de vaporizare de −20°C. Temperatura de condensare este 25°C, temperatura de subrăcire 20°C. Să se determine de asemenea, coeficientul frigorific al instalaţiei.

În figura 11-8 este arătat ciclul în coordonate $T-S$ corespunzător condiţiilor date. Linia $1-2$ reprezintă comprimarea în compresor, linia $2-3'$ răcirea vaporilor supraîncălziţi şi condensarea, linia $3'-3$ subrăcirea lichidului, linia $3-4$ destinderea, linia $4-1$ vaporizarea.

Rezolvare. Valorile entalpiei amoniacului în diverse puncte ale ciclului se găsesc pe diagrama $T-S$ (v. fig. XXVI).

Capacitatea frigorifică specifică a amoniacului este :

$$q_0 = H_1 - H_4 = (1\,420 - 276) \cdot 10^3 = 1\,144 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Cantitatea de amoniac care circulă este :

$$G = \frac{Q_0}{q_0} = \frac{290\,000}{1\,144 \cdot 10^3} = 0{,}254 \text{ kg/s}$$

Capacitatea frigorifică volumetrică a amoniacului este :

$$q_v = q_0 \rho_1 = 1\,140 \cdot 10^3 \cdot 1{,}6 = 1\,830 \cdot 10^3 \text{ J/m}^3$$

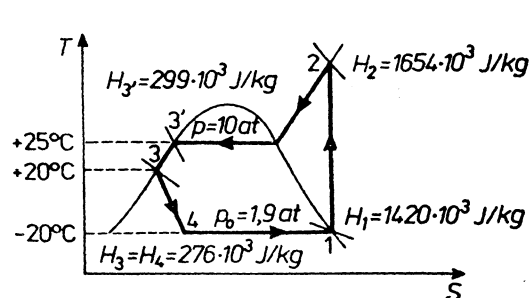


Fig. 11-8. Schiţa la exemplul 11-7.

în care $\rho_1 = 1{,}6$ kg/m³ este densitatea vaporilor aspiraţi de compresor (v. tabela XLVIII).

Volumul descris de piston pe secundă este :

$$V_s = \frac{Q_0}{q_v \lambda} = \frac{290\,000}{1\,830 \cdot 10^3 \cdot 0{,}7} = 0{,}227 \text{ m}^3/\text{s}$$

Raportul $\frac{p}{p_0} = \frac{10}{1{,}9} = 5{,}3$

Din figura 11-5 se găseşte valoarea λ = 0,7.

Dacă se consideră turaţia $n = 210$ rot/min, volumul cilindrului este :

$$V = \frac{0{,}227 \cdot 60}{210} = 0{,}065 \text{ m}^3$$

De obicei, raportul dintre cursa pistonului s şi diametrul D este $\frac{s}{D} = 1{,}1 \div 1{,}3$. Se consideră acest raport egal cu 1,2. Atunci :

$$0{,}065 = \frac{\pi D^2}{4} \cdot 1{,}2D$$

de unde :

$$D = 0{,}41 \text{ m} = 410 \text{ mm}$$

$$s = 410 \cdot 1{,}2 = 490 \text{ mm}$$

Puterea teoretică a compresorului este :

$$N_t = G(H_2 - H_1) 0{,}254(1\,654 - 1\,420) \cdot 10^3 = 59{,}5 \cdot 10^3 \text{ W} = 59{,}5 \text{ kW}$$

Puterea consumată efectiv este :

$$N = \frac{N_t}{\eta} = \frac{59{,}5}{0{,}643} = 92{,}5 \text{k W}$$

Aici η este randamentul total, dat de formula 11-6 :

$$\eta = \eta_i \cdot \eta_{mec} \cdot \eta_t \cdot \eta_m$$

Valoarea randamentului indicat η_i la $\frac{p}{p_0} = 5{,}3$ se determină din figura 11-5. Pentru acest raport al presiunilor $\eta_i = 0{,}84$.

Se admite :

$$\eta_{mec} = 0{,}85 ; \quad \eta_t = 0{,}95 ; \quad \eta_m = 0{,}95$$

Atunci :

$$\eta = 0{,}84 \cdot 0{,}85 \cdot 0{,}95 \cdot 0{,}95 = 0{,}643$$

Coeficientul frigorific este :

$$\varepsilon = \frac{q_0}{H_2 - H_1} = \frac{1\,144 \cdot 10^3}{(1\,654 - 1\,420) \cdot 10^3} = 4{,}88$$

Exemplul 11-8. Să se determine, pornind de la condiţiile exemplului precedent, cantitatea de apă introdusă în condensator şi suprafaţa de transmitere a căldurii a condensatorului (inclusiv subrăcirea amoniacului lichid), dacă temperatura iniţială a apei este 15°C, cea finală 21°C, coeficientul total

de transmitere a căldurii pentru zona de condensare (cuprinzînd răcirea vaporilor supraîncălziţi) $K' = 2\,330\ W/m^2 \cdot K$, iar pentru zona de subrăcire a amoniacului lichid $K'' = 465\ W/m^2 \cdot K$.

Rezolvare. Cantitatea totală de căldură transmisă în condensator se determină cu formula :

$$Q = G(H_2 - H_4) = 0{,}254(1\,654 - 276) \cdot 10^3 = 350 \cdot 10^3\ W = 350\ kW$$

Cantitatea de căldură transmisă în zona de răcire a vaporilor supraîncălziţi şi în zona de condensare este :

$$Q' = G(H_2 - H_3') = 0{,}254(1\,654 - 299) \cdot 10^3 = 344 \cdot 10^3\ W = 344\ kW$$

Cantitatea de căldură transmisă în zona de subrăcire a amoniacului lichid este :

$$Q'' = (350 - 344) \cdot 10^3 = 6 \cdot 10^3\ W = 6\ kW$$

Cantitatea de apă introdusă în condensator este :

$$G_{apă} = \frac{Q}{(t_{fin} - t_{in}) \cdot c_a} = \frac{350 \cdot 10^3}{(21-15) \cdot 4{,}19 \cdot 10^3} = 13{,}9\ kg/s$$

Temperatura apei după zona de subrăcire a amoniacului lichid este :

$$t = 15 + \frac{6 \cdot 10^3}{13{,}9 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3} = 15{,}1°C$$

Diferenţa medie de temperatură în zona de condensare, fără a considera temperatura de supraîncălzire a amoniacului (fig. 11-9) este :

$$\Delta t_m' = \frac{(25 - 15{,}1) - (25 - 21)}{2{,}3 \lg \frac{25 - 15{,}1}{25 - 21}} = 6{,}5°C = 6{,}5\ K$$

Diferenţa medie de temperatură în zona de subrăcire a amoniacului lichid este :

$$\Delta t_m'' = \frac{(25 - 15{,}1) + (20 - 15)}{2} = 7{,}4°C = 7{,}4\ K$$

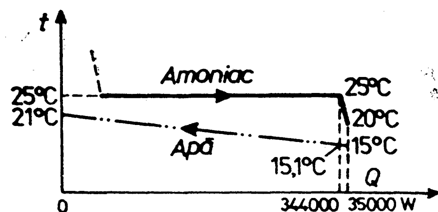


Fig. 11-9. Schiţa la exemplul 11-8.

Suprafaţa de transmitere a căldurii în zona de condensare este :

$$F' = \frac{Q'}{K' \Delta t_m'} = \frac{344 \cdot 10^3}{2\,330 \cdot 6{,}5} = 22{,}8\ m^2$$

Suprafaţa de transmitere a căldurii în zona de subrăcire este :

$$F'' = \frac{Q''}{K \cdot \Delta_m'} = \frac{6 \cdot 10^3}{465 \cdot 7{,}4} = 1{,}68\ m^2$$

Suprafaţa totală a condensatorului este :

$$F = F' + F'' = 22{,}8 + 1{,}68 = 24{,}5\ m^2$$

Încărcarea calorică specifică (căldura cedată într-o secundă de 1 m² suprafaţă de transmitere a căldurii) este :

$$q_F = \frac{350 \cdot 10^3}{24{,}5} = 14{,}3 \cdot 10^3\ W/m^2$$

Exemplul 11-9. Aerul conţine 5,8% vol. vapori de tetraclorură de carbon. Dacă se răceşte acest amestec gazos la presiunea atmosferică (760 mm Hg), la ce temperatură începe condensarea tetraclorurii de carbon ? Să se determine de asemenea, pînă la ce presiune trebuie comprimat amestecul gazos, pentru ca la răcirea lui ulterioară la presiune constantă pînă la 30°C, să se condenseze 75% din tetraclorura de carbon conţinută în aer.

Rezolvare. Condensarea tetraclorurii de carbon din amestecul gazos începe cînd presiunea ei parţială în amestec devine egală cu presiunea vaporilor saturanţi.

Presiunea parţială a tetraclorurii de carbon în amestecul gazos :

$$p = y \cdot P = 0{,}058 \cdot 760 = 44\ mm\ Hg$$

Din diagrama presiunii vaporilor saturanţi de tetraclorură de carbon, în funcţie de temperatură (v. fig. XXIV) se găseşte că presiunii de 44 mm Hg îi corespunde temperatura ~8°C, la care începe condensarea tetraclorurii de carbon.

Se determină presiunea P, pînă la care trebuie comprimat amestecul gazos, pentru ca după răcire la 30°C să condenseze 75% din tetraclorura de carbon.

Din 5,8 moli tetraclorură de carbon conţinuţi în 100 moli amestec iniţial, trebuie să rămînă în fază gazoasă după condensare 5,8·0,25 = 1,45 moli. Numărul total de moli în amestecul gazos după condensare este :

$$(100 - 5{,}8) + 1{,}45 = 95{,}65$$

Presiunea parţială a tetraclorurii de carbon în fază gazoasă deasupra lichidului este egală cu presiunea vaporilor saturanţi la 30°C şi este de 145 mmHg (fig. XXIV).

Presiunea totală a amestecului P se găseşte din proporţia :

$$1{,}45 - 145$$
$$95{,}65 - P$$

de unde :

$$P = \frac{95{,}65 \cdot 145}{1{,}45} = 9\,565\ mm\ Hg = 13\ at = 1{,}275\ MPa$$

Exemplul 11-10. Să se determine din diagrama $T-S$ (v. fig. XXIX) procentul de aer lichid format după destinderea aerului comprimat de la 80 at şi 140 K pînă la 1 at.

Rezolvare. Se găsește punctul de intersecție al izobarei de 80 at cu izoterma de 140 K și din aceasta, pe linia H = const. se coboară pînă la intersecția cu izobara de 1 at. Luînd raportul porțiunii situate pe izobara de 1 at la dreapta punctului găsit, pînă la linia limită a vaporilor, față de întregul segment cuprins între linia lichidului și aceea a vaporilor la $p = 1$ at, se obține procentul de lichid în amestecul de vapori și lichid format, egal cu 33%.

Exemplul 11-11. Să se determine ce cantitate de căldură trebuie preluată pentru a lichefia la presiunea atmosferică 1 kg de aer și care este lucrul mecanic minim ce trebuie consumat pentru aceasta. Temperatura inițială a aerului este 290 K.

Rezolvare. Din diagrama $T - S$ pentru aer (v. fig. XXIX) se găsește că la $p = 1$ at:

$$H_g - H_l = 502 \cdot 10^3 - 92 \cdot 10^3 = 410 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Lucrul mecanic teoretic minim consumat pentru a lichefia 1 kg de aer se calculează cu formula (11-10):

$$L_{min} = T_1(S_1 - S_0) - (H_1 - H_0) = 290(3{,}75 - 0) \cdot 10^3 - 410 \cdot 10^3 =$$
$$= 677 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Valorile pentru S_1 și S_0 se determină din diagrama $T - S$ pentru aer. Deci:

$$L_{min} = \frac{677}{3\,600} = 0{,}188 \text{ kWh/kg}$$

Exemplul 11-12. Să se determine cantitatea de aer lichid obținută pe oră și puterea consumată pentru aceasta, dacă se prelucrează 200 kg/h aer comprimat la 200 at. Instalația funcționează după ciclul regenerativ obișnuit Linde. Temperatura aerului înainte și după compresor (la intrarea în schimbătorul de căldură) este 25°C. Aerul se destinde la 1 at. Pierderile în mediul înconjurător se consideră 4,19·10³ J la 1 Nm³ aer. Nerecuperarea 5°C.

Rezolvare. În figura 11-10 este dată schema de principiu a instalației și reprezentarea procesului în coordonate $T - S$. Pentru calcul se utilizează diagrama $T - S$ pentru aer (v. fig. XXIX).

Capacitatea frigorifică specifică a ciclului se determină cu formula (11-11):

$$q = H_1 - H_3 = (510 - 474) \cdot 10^3 = 36 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Pierderile de frig raportate la 1 kg de aer prelucrat se determină cu formulele (11-24) și (11-25):

a) pierderile prin nerecuperare*:

$$q_{ner} = c_p \cdot \Delta t = 1{,}01 \cdot 10^3 \cdot 5 = 5{,}05 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

b) pierderile în mediul înconjurător:

$$q_{mi} = \frac{4{,}19 \cdot 10^3}{1{,}29} = 3{,}25 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

* Aici nu se consideră micșorarea cantității de aer recirculat în cantitatea de aer lichefiat.

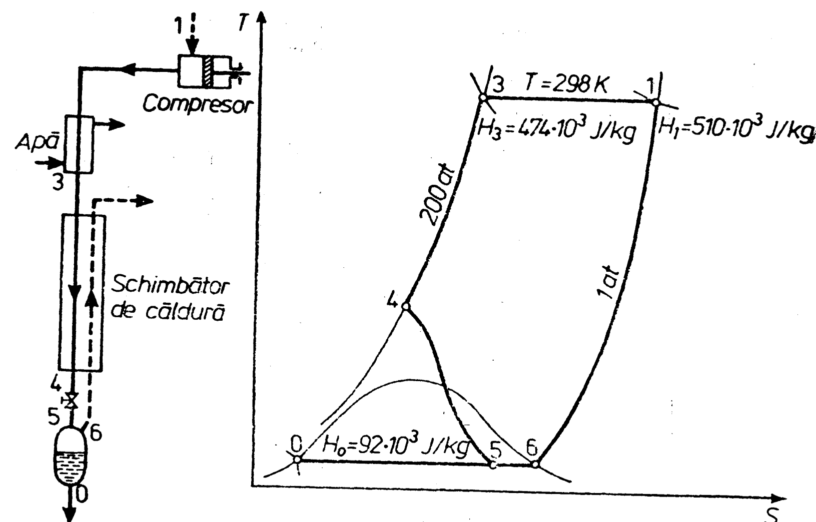


Fig. 11-10. Schița la exemplul 11-12.

Pierderile totale sînt:

$$q_{pierd} = (5{,}05 + 3{,}25) \cdot 10^3 = 8{,}3 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Fracția de aer lichefiat se determină cu formula (11-12):

$$y = \frac{(H_1 - H_3) - q_{pierd}}{H_1 - H_0} = \frac{(36 - 8{,}3) \cdot 10^3}{(510 - 92{,}1) \cdot 10^3} = 0{,}067$$

Cantitatea de aer lichefiat este:

$$G_l = 200 \cdot 0{,}067 = 13{,}4 \text{ kg/h}$$

Puterea consumată la axul compresorului se determină cu formula (2-20):

$$N = 1{,}69\, G_s RT \ln \frac{p_2}{p_1} = 1{,}69 \frac{200}{3\,600} \cdot \frac{287}{1\,000}\, 298 \ln \frac{200}{1} =$$
$$= \frac{1{,}69}{18} \cdot 0{,}287 \cdot 298 \cdot 2{,}3 \lg 200 = 42{,}5 \text{ kW}$$

Consumul specific de energie pe 1 kg aer lichid este:

$$N_{sp} = \frac{42{,}5}{13{,}4} = 3{,}16 \text{ kWh/kg}$$

Exemplul 11-13. Să se determine cantitatea de aer prelucrat pentru a obține 50 kg/h aer lichid și puterea consumată pentru aceasta, dacă lichefierea se face după ciclul cu răcirea prealabilă a aerului pînă la −35°C (cu

ajutorul amoniacului). Presiunea de comprimare 200 at, destinderea 1 at. Temperatura inițială a aerului este 25°C. Pierderile totale de frig în mediul înconjurător și prin nerecuperare se consideră 8,8 kJ/kg.

Rezolvare. Pentru determinarea entalpiei se utilizează diagrama $T - S$ pentru aer (v. fig. XXIX).

Capacitatea frigorifică a ciclului se determină cu formula (11-13) :

$$q' = H_1' - H_3' = (449 - 386)\cdot 10^3 = 63\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

în care : H_1' este entalpia aerului la $p = 1$ at și $t = -35$°C ;
H_3' — entalpia aerului la $p = 200$ at și $t = -35$°C.

Fracția de aer lichefiată se determină cu formula (11-14) :

$$y = \frac{(H_1' - H_3') - q_{pierd}}{H_1' - H_0'} = \frac{(63 - 8,8)1\cdot 0^3}{(449 - 92)\cdot 10^3} = 0,153$$

Cantitatea de aer ce trebuie prelucrată pentru a obține 50 kg/h aer lichid este :

$$G = \frac{50}{0,153} = 327 \text{ kg/h}$$

Cantitatea de căldură transmisă în schimbătorul de căldură cu amoniac se determină cu formula (11-15) :

$$q_a = q' - q + y(H_1 - H_1') = 63\cdot 10^3 - 36\cdot 10^3 +$$
$$+ 0,153(510 - 449)\cdot 10^3\cdot = 36\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

în care : $q = 36\cdot 10^3$ J/kg și $H_1 = 510\cdot 10^3$ J/kg (v. exemplul 11-12).

Se determină puterea la axul compresorului de aer :

$$N = 1,69\cdot G_S RT \ln \frac{p_2}{p_1} = 1,69 \frac{327}{3\,600} 287\cdot 298\cdot 2,3 \lg 200 =$$
$$= 69,5\cdot 10^3 \text{ W} = 69,5 \text{ kW}$$

Puterea necesară compresorului de amoniac este :

$$N_{am} = \frac{36\cdot 327}{8\,540\cdot 0.66} = 2,11 \text{ kW}$$

în care : 8 540 kJ/kWh — capacitatea frigorifică specifică (teoretică) a instalației frigorifice cu amoniac la temperatura de vaporizare a amoniacului, egală cu —40°C* [11 — 4] ; 0,66 — randamentul total al compresorului de amoniac.

Puterea totală consumată este :

$$N = 69,5 + 2,11 = 71,61 \text{ kW}$$

Consumul specific de energie la 1 kg aer lichid este :

$$N_{sp} = \frac{71,61}{50} = 1,43 \text{ kWh/kg}$$

* Temperatura de —40°C a fost luată considerînd $\Delta t = 5$ K între temperatura aerului și a amoniacului.

Exemplul 11-14. Să se determine cantitatea de aer lichefiat și consumul specific de energie pentru a obține aer lichid după schema cu circulația aerului sub presiune. Presiunea înaltă a aerului este 200 at, iar cea medie 50 at. Temperatura aerului la intrarea în schimbătorul de căldură este 20°C. Procentul de aer destins pînă la presiunea joasă, $M = 0,3$. Pierderile de frig datorită nerecuperării și în mediul înconjurător reprezintă 10,5 kJ/Nm³ aer de presiune înaltă care intră în instalație.

Rezolvare. În figura 11-11 este dată schema de principiu a unei instalații cu recircularea aerului de presiune înaltă și reprezentarea procesului în coordonate $T - S$.

Pentru determinarea conținutului caloric al aerului se utilizează diagrama $T - S$ pentru aer (v. fig. XXIX). Capacitatea frigorifică specifică a ciclului se determină cu formula (11-16) :

$$q = (H_2 - H_3) + M(H_1 - H_2) = (494 - 467)\cdot 10^3 +$$
$$+ 0,3(505 - 494)\cdot 10^3 = 30\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Fracția lichefiată y se determină cu ecuația (11-17) :

$$y = \frac{(H_2 - H_3) + M(H_1 - H_2) - q_{pierd}}{H_1 - H_0} = \frac{30\cdot 10^3 - \frac{10,5\cdot 10^3}{1,29}}{(505 - 92)\cdot 10^3} = 0,053$$

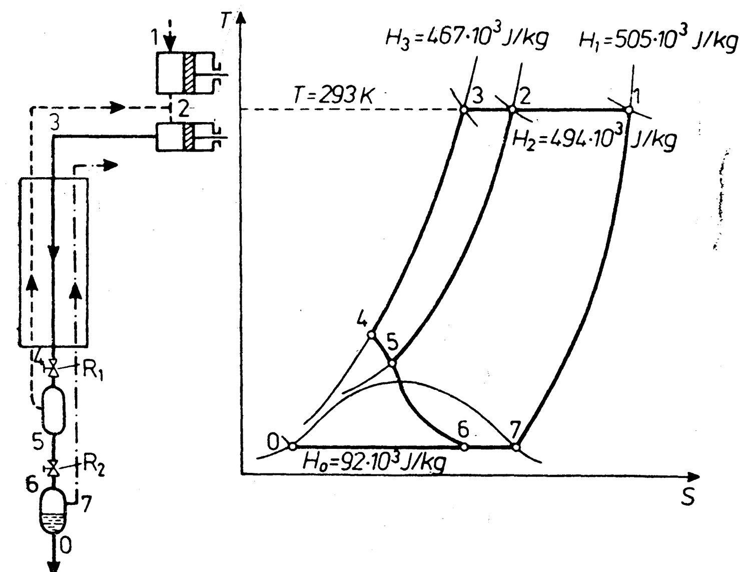


Fig. 11-11. Schița la exemplul 11-14.

Puterea la axul compresorului se determină cu formulele :

$$N' = 1,69\,\frac{1}{3\,600}\,287\cdot 293\cdot \lg\frac{200}{50} = 54,5 \text{ W}$$

$$N'' = 1,69\,\frac{0,3}{3\,600}\,287\cdot 293\cdot \lg\frac{50}{1} = 46,1 \text{ W}$$

$$N = \frac{54,5 + 46,1}{1\,000} = 0,1 \text{ kW}$$

Consumul specific de energie pe 1 kg aer lichid este :

$$N_{sp} = \frac{0,1}{0,053} = 1,89 \text{ kWh/kg}$$

Exemplul 11-15. La obținerea aerului lichid cu cedare de lucru mecanic în exterior într-un detentor, după ciclul de presiune medie, se consumă o putere de 110 kW (la axul compresorului). Cîte kilograme de aer lichid se obțin pe oră, dacă aerul se comprimă pînă la 35 at ? În detentor se introduce 80% din aerul prelucrat ; temperatura aerului înainte de detentor este − 110°C; nerecuperarea este 5°C. Pierderile de frig în mediul înconjurător prin izolație reprezintă 0,93 kW. Se consideră că lucrul mecanic recuperat prin detentor la axul compresorului este jumătate din căderea teoretică (izentropică) de căldură. Temperatura aerului care intră după compresor, în schimbătorul de căldură al instalației, este 25°C. Să se determine, de asemenea, consumul specific de energie pe 1 kg aer lichid.

Rezolvare. În figura 11-12 este dată schema de principiu a instalației și reprezentarea procesului în coordonate $T - S$. Pentru determinarea conținutului caloric se folosește diagrama $T - S$ pentru aer (v. fig. XXIX).

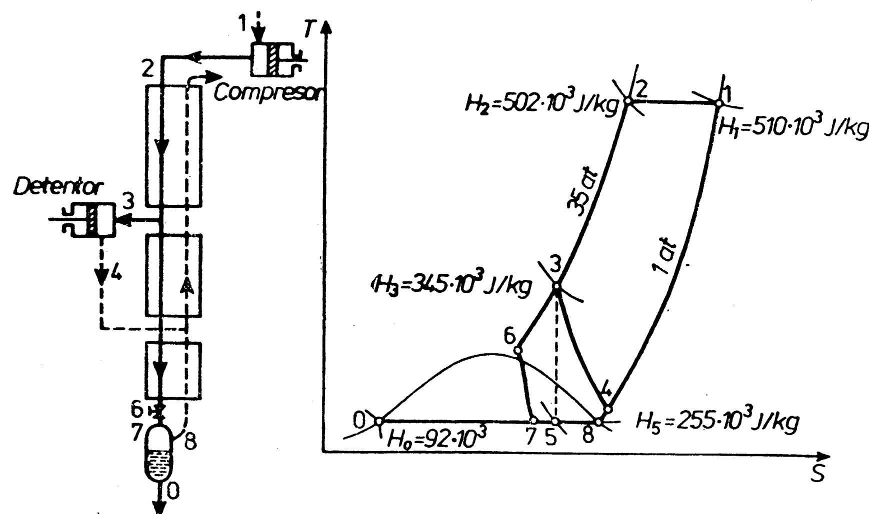


Fig. 11-12. Schema la exemplul 11-15.

Capacitatea frigorifică specifică se determină cu formula (11-18) :

$$q = (H_1 - H_2) + M(H_3 - H_4) = (510 - 502)\cdot 10^3 + 0,8\cdot 58\cdot 10^3 =$$
$$= 54\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

în care : $H_3 - H_4 = 0,65(H_3 - H_5) = 0,65(345 - 255)\cdot 10^3 = 58\cdot 10^3$ J/kg

Lucrul mecanic cedat în detentor la destinderea a 1 kg aer este :

$$L_{det} = 0,5(345 - 255)\cdot 10^3 = 44,6\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Se determină cantitatea de aer G, în kg/s, comprimat de compresor, din ecuația :

$$L = L_c - L_{det} = 1,69GRT\cdot 2,3 \lg 35 - 0,8\cdot G\cdot 44,6$$

Conform datelor : $L = 110$ kW

deci :

$$110 = 1,69\cdot G\cdot 287\cdot 298\cdot 2,3 \lg 35 - 0,8\cdot 44,6\cdot G$$

de unde :

$$G = 0,231 \text{ kg/s sau } 0,231\cdot 3\,600 = 835 \text{ kg/h}$$

Pierderile de frig se determină cu formulele* (11-24) și (11-25) :

$$Q_{ner} = G\cdot c_p\cdot \Delta t = 0,231\cdot 1,01\cdot 10^3\cdot 5 = 1,17\cdot 10^3 \text{ W}$$

Conform condițiilor date :

$$q_{mi} = 0,93\cdot 10^3 \text{ W}$$

Pierderile totale de frig sînt :

$$Q_{pierd} = (1,17 + 0,93)\cdot 10^3 = 2\,100 \text{ W}$$

sau, calculînd la 1 kg aer prelucrat, rezultă :

$$q_{pierd} = \frac{2,1\cdot 10^3}{0,231} = 9,1\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Fracția lichefiată se determină cu formula (11-19) :

$$y = \frac{(H_1 - H_2) + M(H_3 - H_4) - q_{pierd}}{H_1 - H_0} = \frac{(54 - 9,1)\cdot 10^3}{(510 - 92)\cdot 10^3} = 0,107$$

Cantitatea de aer lichid obținut este :

$$G_1 = 835\cdot 0,107 = 89,3 \text{ kg/h}$$

Consumul specific de energie pe 1 kg aer lichid este :

$$N_{sp} = \frac{110}{89,3} = 1,23 \text{ kWh/kg}$$

* Fără a considera micșorarea curentului de înapoiere la lichefierea unei părți din aer.

Exemplul 11-16. Să se determine randamentul procesului de lichefiere a aerului, după procedeul cu cedare de lucru mecanic în exterior, după ciclul de presiune înaltă, ştiind că aerul este comprimat de compresor la 200 at. Temperatura iniţială a aerului este 30°C ; în detentor se introduce jumătate din aerul prelucrat. Pierderile totale de frig se consideră 8,4 kJ, calculate la 1 kg aer prelucrat. Destinderea în detentor se face de la 200 at la 10 at şi apoi de la 10 at pînă la 1 at prin destindere simplă. Cantitatea de lucru mecanic cedată de detentor la axul compresorului se ia ca în exemplul precedent.

Rezolvare. În figura 11-13 este dată schema de principiu a instalaţiei şi reprezentarea procesului în coordonate $T - S$. Pentru determinarea entalpiei aerului se utilizează diagrama $T - S$ pentru aer (v. fig. XXIX).

Capacitatea frigorifică specifică a ciclului se determină cu formula (11-20)

$$q = (H_1 - H_3) + M(H_3 - H_4) = (515 - 482)\cdot 10^3 + 0{,}5\cdot 119\cdot 10^3 =$$
$$= 93{,}2\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

în care :

$$H_3 - H_4 = 0{,}75(H_3 - H_5) = 0{,}75(482 - 322)\cdot 10^3 = 119\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Fracţia lichefiată se determină cu formula (11-21) :

$$y = \frac{(H_1 - H_3) + M(H_3 - H_4) - q_{pierd}}{H_1 - H_0} = \frac{(93{,}2 - 8{,}4)\cdot 10^3}{(515 - 92)\cdot 10^3} = 0{,}2$$

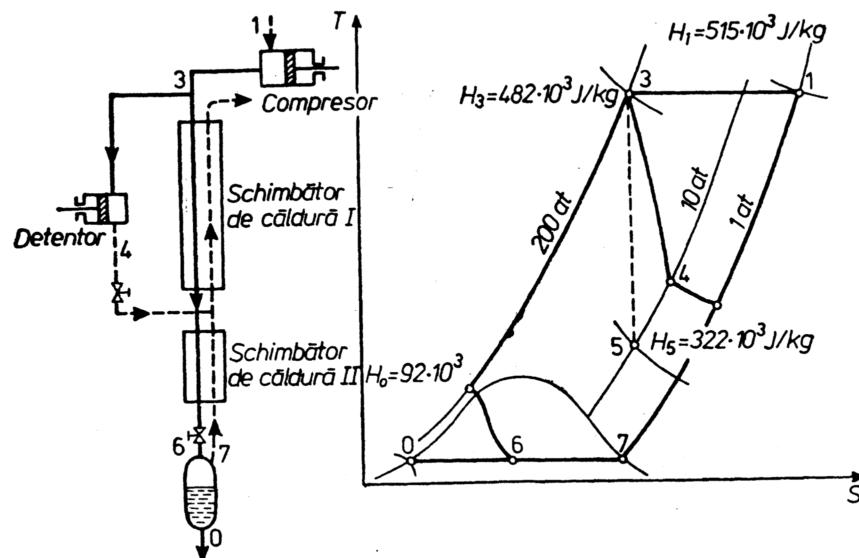


Fig. 11-13. Schiţa la exemplul 11-16.

Puterea consumată la comprimarea aerului este :

$$N_c = 1{,}69\cdot G_S\cdot RT \ln\frac{p_2}{p_1} = 1{,}69\frac{1}{3\,600}\,287\cdot 303\cdot 2{,}3 \lg 200 = 216 \text{ W}$$

Puterea reîntoarsă la axul compresorului prin destinderea aerului în detentor este :

$$N_{det} = \frac{0{,}5}{3\,600}\,0{,}5(482 - 322)\cdot 10^3 = 11{,}1 \text{ W}$$

Puterea efectiv consumată la axul compresorului este :

$$N = N_c - N_{det} = 216 - 11{,}1 = 204{,}9 \text{ W} = 0{,}205 \text{ kW}$$

Consumul specific pentru 1 kg aer lichid este :

$$N_{sp} = \frac{0{,}205}{0{,}2} = 1{,}02 \text{ kWh/kg}$$

Randamentul procesului de lichefiere este :

$$\eta = \frac{0{,}188}{1{,}02}\,100 = 18{,}5\%$$

în care 0,188 kWh/kg este lucrul mecanic minim, teoretic, necesar pentru lichefierea a 1 kg aer la temperatura iniţială a acestuia de 303 K (v. exemplul 11-11).

Exemplul 11-17. Să se determine consumul specific de energie la lichefierea aerului după ciclul la presiune scăzută cu turbodetentor (fig. 11-14). Aerul intră în instalaţie la 30°C şi presiunea de 6 at. Nerecuperarea este 5 grd., pierderile în mediul înconjurător 8,4 kJ/N·m³.

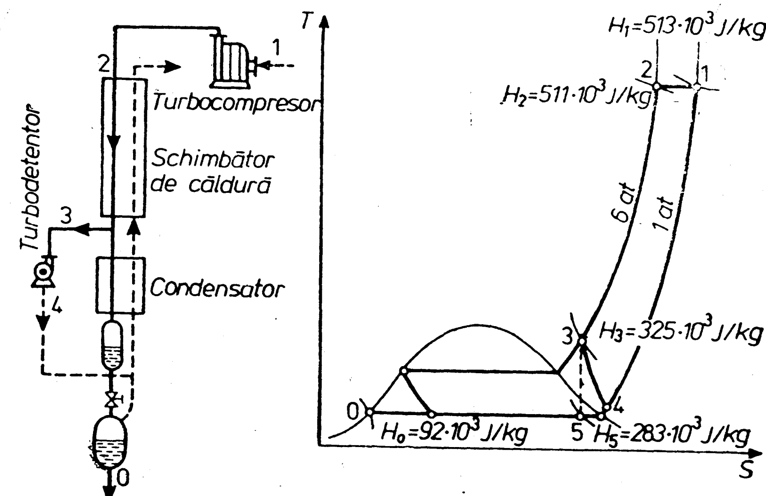


Fig. 11-14. Schiţa la exemplul 11-17.

Rezolvare. Se consideră temperatura aerului înainte de turbodetentor egală cu 122 K, în care caz, după formula (11-23) se obţine :

$$H_3 - H_4 = 0{,}8(325 - 283)\cdot 10^3 = 33{,}5\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Entalpiile se iau din diagrama $T - S$ pentru aer (XXIX).

Fracţia lichefiată se determină cu formula (11-25) :

$$y = \frac{(513 - 511)\cdot 10^3 + 33{,}5\cdot 10^3(1 - 1{,}25y) - \frac{8{,}4\cdot 10^3}{1{,}29} - 1{,}01\cdot 10^3\cdot 5(1 - y)}{(513 - 92)\cdot 10^3}$$

de unde $y = 0{,}052$

Lucrul mecanic recuperat în turbodetentor, calculat pentru 1 kg aer prelucrat, este :

$$L_{det} = \frac{(H_3 - H_4)(1 - ay)0{,}85}{3\,600} = \frac{33{,}5\cdot 10^3(1 - 1{,}25\cdot 0{,}052)0{,}85}{3\,600} =$$

$$= 0{,}0074 \text{ kWh/kg}$$

în care 0,85 este coeficientul de cedare a puterii de către turbodetentor ; $a = 1{,}25$ (v. formula 11-22).

Consumul specific de energie pentru 1 kg aer lichid la un randament izotermic al compresorului de 0,6 este :

$$N_{sp} = \frac{\frac{287\cdot 303\cdot 2{,}3 \lg 6{,}3}{1\,000\cdot 0{,}6\cdot 3\,600} - 0{,}0074}{0{,}052} = 1{,}26 \text{ kWh/kg}$$

în care 6,3 reprezintă gradul de comprimare în compresor (considerînd şi pierderile hidraulice ale instalaţiei).

Exemplul 11-18. La cercetarea unei instalaţii pentru lichefierea aerului, care funcţionează cu cedare de lucru mecanic după ciclul de joasă presiune, s-a măsurat presiunea înaintea turbodetentorului de 6 at şi temperatura de 120 K. Presiunea şi temperatura după turbodetentor au fost, respectiv, 1,6 at şi 89 K. Puterea măsurată cedată de turbodetentor este 100 kW. Să se determine cantitatea de aer care trece prin turbodetentor şi randamentul termodinamic al turbodetentorului.

Rezolvare. Se determină pierderea de căldură reală şi izentropică în turbodetentor, utilizînd diagrama $T - S$ pentru aer (v. fig. XXIX).

Entalpia aerului la 6 at şi 120 K	$322\cdot 10^3$ J/kg
Entalpia aerului după destindere izentropică pînă la 1,6 at	$289\cdot 10^3$ J/kg
Entalpia aerului la 1,6 at şi 89 K	$296\cdot 10^3$ J/kg

De aici :

$$\Delta H_{real.} = (322 - 296)\cdot 10^3 = 26{,}6\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

$$\Delta H_{izen.} = (322 - 289)\cdot 10^3 = 33{,}3\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Randamentul termodinamic al detentorului este :

$$\eta = \frac{26{,}6\cdot 10^3}{33{,}3\cdot 10^3} = 0{,}8$$

Se determină cantitatea aproximativă de aer care trece prin turbodetentor (neglijînd pierderile de energie) :

$$G = \frac{3\,600\,N}{\Delta H_{real}} = \frac{3\,600\cdot 100\cdot 10^3}{26{,}6\cdot 10^3} = 13\,500 \text{ kg/h}$$

Exemplul 11-19. Să se găsească presiunea aerului necesară pentru stabilirea unui anumit regim într-o instalaţie pentru obţinerea oxigenului gazos. Instalaţia lucrează fără răcire prealabilă şi după ciclul de regenerare obişnuit. Nerecuperarea este 5°C, iar pierderile prin izolaţie 12,6 kJ la 1 Nm^3 aer prelucrat. Temperatura aerului înaintea schimbătorului de căldură este 25°C.

Rezolvare. Pierderile de frig se determină cu formulele (11-24) şi (11-28) :

$$q_{ner} = 1{,}01\cdot 10^3\cdot 5 = 5{,}05\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

$$q_{mi} = \frac{12{,}6\cdot 10^3}{1{,}29} = 9{,}74\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

$$q_{pierd} = 5{,}05\cdot 10^3 + 9{,}74\cdot 10^3 = 14{,}8\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Pentru compensarea acestor pierderi, 1 kg aer comprimat, destins în instalaţie, trebuie să dea $\Delta H = 14{,}8$ kJ kg.

Efectul destinderii se determină la 25°C (temperatura de intrare a aerului comprimat în schimbătorul de căldură) :

$$\Delta H = H_1 - H_3$$

în care H_1 este entalpia aerului la 1 at şi 25°C, egală cu $510\cdot 10^3$ J/kg (din diagrama $T - S$, v. fig. XXIX).

Deci :

$$14{,}8\cdot 10^3 = 510\cdot 10^3 - H_3$$

$$H_3 = 495{,}2\cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Din diagrama $T - S$ se vede că acestei entalpii a aerului la 20°C îi corespunde o presiune de 65 at.

Exemplul 11-20. Într-o instalaţie de fracţionare a aerului, care lucrează după procedeul cu cedare de lucru mecanic în exterior, după ciclul de presiune medie, se obţin 100 Nm^3/h oxigen gazos şi 25,8 kg oxigen în stare lichidă ; oxigenul se obţine cu o puritate de 99%. Presiunea de comprimare a aerului este 40 at. Temperatura aerului comprimat înaintea detentorului este 160 K. Destinderea în detentor se face pînă la 6 at. Randamentul termodinamic al detentorului este 0,65. Azotul eliminat conţine 5% oxigen. Nerecuperarea este 5°C. Temperatura aerului care intră în instalaţie este 300 K. Pierderile în mediul înconjurător reprezintă 6,3 kJ la 1 Nm^3 aer prelucrat. Să se determine fracţia de aer care trece în detentor.

Rezolvare. Cantitatea totală de oxigen obținut este :

$$V_{O_2} = 100 + \frac{25{,}8}{1{,}43} = 118 \text{ m}^3/\text{h}$$

în care 1,43 reprezintă densitatea oxigenului în condiții normale, în kg/Nm³.

Cantitatea de aer prelucrat B și de azot eliminat A (în condiții normale) se găsește din ecuația bilanțului de materiale :

$$B = 118 + A$$

$$0{,}21B = 0{,}99 \cdot 118 + 0{,}05A$$

de unde :

$$B = 695 \text{ m}^3/\text{h} ; \qquad A = 577 \text{ m}^3/\text{h}$$

Se determină pierderile totale de frig.

Nerecuperarea este :

$$q_{ner} = \frac{(100 \cdot 1{,}43 \cdot 0{,}92 \cdot 10^3 + 577 \cdot 1{,}25 \cdot 1{,}05 \cdot 10^3)}{3\,600} = 1\,230 \text{ W} = 1{,}23 \text{ kW}$$

Pierderile în mediul înconjurător sînt :

$$q_{mi} = \frac{695 \cdot 6{,}3 \cdot 10^3}{3\,600} = 1\,210 \text{ W} = 1{,}21 \text{ kW}$$

Frigul ieșit cu oxigenul lichid este :

$$q_l = \frac{25{,}8 \cdot 406 \cdot 10^3}{3\,600} = 2\,930 \text{ W} = 2{,}93 \text{ kW}$$

în care $406 \cdot 10^3$ este diferența între entalpia oxigenului gazos la 300 K și a oxigenului lichid (la 1 ata), în J/kg.

Total :

$$Q_{pierd} = 1\,230 + 1\,210 + 2\,930 = 5\,730 \text{ W} = 5{,}37 \text{ kW}$$

Capacitatea frigorifică a instalației, obținută prin destindere, este :

$$G\Delta H_{dest} = \frac{695 \cdot 1{,}29 \cdot 8{,}38 \cdot 10^3}{3\,600} = 2\,080 \text{ W} = 2{,}08 \text{ kW}$$

în care $8{,}38 \cdot 10^3$ este diferența între entalpia aerului la 1 at și la 40 at (la 300 K), în J/kg.

Pierderea teoretică (izentropică) de căldură în detentor este :

$$\Delta H_{it} = H_{\substack{p=40 \text{ at} \\ t=160 \text{ K}}} - H_{p=6 \text{ at}} = (333 - 283) \cdot 10^3 = 50 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Pierderea reală de căldură este :

$$\Delta H_{real} = 50 \cdot 10^3 \cdot 0{,}65 = 32{,}5 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Cantitatea de aer care intră în detentor se determină cu ecuația :

$$5\,370 - 2\,080 = 32{,}5 \cdot 10^3 x$$

de unde :

$$x \approx 0{,}1 \text{ kg/s} = 360 \text{ kg/h}$$

Fracția de aer trecută în detentor este :

$$\frac{360}{695 \cdot 1{,}29} = 0{,}40$$

Exemplul 11-21. Să se determine cantitatea de umiditate separată și energia consumată la răcirea a 3 000 kg/h aer (calculat ca aer uscat), saturat cu vapori de apă și care se găsește la presiunea de 6 ata. Aerul se răcește (pe seama amoniacului care fierbe) de la 0 pînă la —40°C. Capacitatea frigorifică a mașinii cu amoniac este 5 130 kJ/kWh.

Rezolvare. Căldura care trebuie eliminată pentru răcirea aerului uscat este :

$$Q_1 = G_{aer} \cdot c_p \cdot (t_{in} - t_{fin}) = \frac{3\,000 \cdot 1{,}03 \cdot 10^3 (0 + 40)}{3\,600} = 34\,300 \text{ W}$$

în care $c_p = 1{,}03 \cdot 10^3$ J/kg·K, este căldura specifică a aerului uscat la 6 ata în intervalul dat de temperatură.

Se află cantitatea de umiditate care se separă la răcire.

Cantitatea de umiditate din aerul care intră în răcitor este :

$$G'_u = G_{aer} \cdot 0{,}622 \frac{\varphi p_{sat}}{P - \varphi p_{sat}} = 3\,000 \frac{0{,}622 \cdot 1 \cdot 4{,}6}{6 \cdot 760 - 4{,}6} = 1{,}89 \text{ kg/h}$$

în care $p_{sat} = 4{,}6$ mm Hg este presiunea vaporilor saturanți de apă la 0°C (v. tabelul XXXVIII).

Cantitatea de umiditate din aerul care iese din răcitor este :

$$G''_u = 3\,000 \cdot 0{,}622 \frac{0{,}09}{6 \cdot 760 - 0{,}09} = 0{,}038 \text{ kg/h}$$

în care $p_{sat} = 0{,}09$ mm Hg este presiunea vaporilor de apă saturanți la —40°C.

Cantitatea de umiditate care rămîne în răcitor este :

$$G_u = G'_u - G''_u = 1{,}89 - 0{,}038 = 1{,}852 \text{ kg/h}$$

Cantitatea de căldură care se degajă la condensarea și solidificarea umidității este :

$$Q_2 = G_u[r + q + c(t_{in} - t_{fin})] =$$

$$= \frac{1{,}852[2\,490 \cdot 10^3 + 335 \cdot 10^3 + 2{,}09 \cdot 10^3 (0 + 40)]}{3\,600} =$$

$$= 1\,490 \text{ W} = 1{,}49 \text{ kW}$$

în care :

$r = 2\,490 \cdot 10^3$ J/kg este căldura de condensare la 0°C ;

$q = 335 \cdot 10^3$ J/kg este căldura de topire ;

$c = 2{,}09 \cdot 10^3$ J/kg·K este căldura specifică a gheții.

Cantitatea totală de căldura eliminată cu amoniacul este:

$$Q_1 + Q_2 = 34\,300 + 1\,490 = 35\,790 \text{ W} = 35{,}8 \text{ kW}$$

Energia consumată de instalaţia frigorifică de amoniac este:

$$N = \frac{35{,}8 \cdot 3\,600}{5\,130} = 25 \text{ kW}$$

Exemplul 11-22. Să se determine cantitatea de aer prelucrat pentru a obţine 100 m³/h oxigen cu puritatea de 99%. Azotul eliminat conţine 4% oxigen.

Rezolvare. Se notează cu x cantitatea de aer căutată (în m³). Atunci:

$$0{,}21x = 100 \cdot 0{,}99 + (x - 100) \cdot 0{,}04$$

în care 0,21 este procentul de oxigen în aer.

De aici rezultă:

$$x = 560 \text{ m}^3/\text{h}$$

Exemplul 11-23. Să se determine cantitatea de azot care se formează în buzunarele coloanei inferioare a unui aparat de fracţionare a aerului cu două coloane (fig. 11-15) şi cantitatea de lichid îmbogăţit în oxigen din blază, raportată la 1 m³ aer intrat. Puritatea azotului în buzunare este de 98%, iar lichidul din blază conţine 40% oxigen.

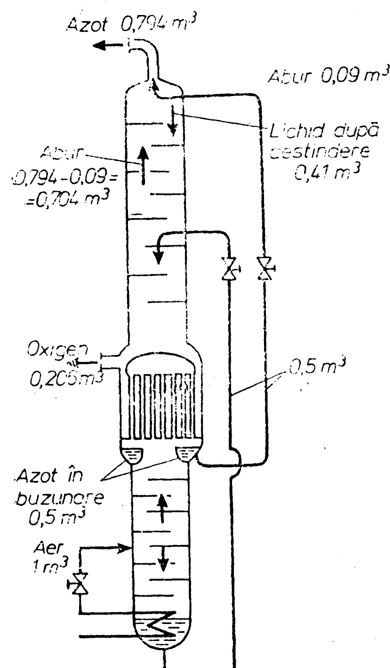


Fig. 11-15. Schiţa la exemplele 11-23 şi 11-24.

Rezolvare. Se notează cu x cantitatea de azot (în m³) obţinută în buzunare şi cu y cantitatea de lichid din blază. Atunci

$$x + y = 1$$

şi în raport cu oxigenul:

$$0{,}02x + 0{,}4y = 0{,}21 \cdot 1$$

Rezolvînd ecuaţiile bilanţului de materiale, se obţine:

$$x = 0{,}5 \text{ m}^3;\ y = 0{,}5 \text{ m}^3 \text{ (la } 0°\text{C şi } 760 \text{ mm Hg)}$$

Exemplul 11-24. Să se determine cifra de reflux şi cantităţile de azot şi oxigen (calculate la m³ aer) obţinute în partea superioară a unei coloane de fracţionare (fig. 11-15), utilizînd datele din exemplul precedent şi considerînd că puritatea azotului este de 99% iar a oxigenului de 98%.

Rezolvare. Se stabilesc ecuaţiile bilanţului de materiale. Se notează cu x cantitatea de azot care iese şi cu y cantitatea de oxigen care iese. Atunci:

$$x + y = 1$$

$$0{,}01x + 0{,}98y = 0{,}21$$

de unde:

$$x = 0{,}794 \text{ m}^3;\ y = 0{,}206 \text{ m}^3$$

Se găseşte raportul dintre cantitatea de lichid L care curge în coloană şi cantitatea de vapori care se ridică G.

Refluxul de azot lichid din buzunarele coloanei inferioare se introduce la vîrful coloanei şi prin aceasta, după cum rezultă din diagrama de stare pentru azot, la destinderea azotului, de la 6 at pînă la 1 at, se formează ~ 18% vapori. Conform exemplului precedent, în buzunare se formează 0,5 m³ azot. Deci, cantitatea de azot lichid care curge ca reflux în coloana superioară este:

$$L = (1 - 0{,}18) \cdot 0{,}5 = 0{,}41 \text{ m}^3$$

Cantitatea de vapori care se ridică spre vîrful coloanei este:

$$G = 0{,}794 - 0{,}5 \cdot 0{,}18 = 0{,}704 \text{ m}^3$$

în care 0,5·0,18 este cantitatea de vapori formată după destinderea azotului lichid care trece din buzunarele coloanei inferioare în coloana superioară, în m³.

Raportul $$\frac{L}{G} = \frac{0{,}41}{0{,}704} = 0{,}582$$

Se determină cifra de reflux.

$$\frac{R}{R+1} = 0{,}582$$

de unde: $R = 1{,}39$.

Exemplul 11-25. Să se determine energia consumată pentru a obţine 1 m³ oxigen gazos cu puritatea de 99,5%, într-o instalaţie cu rectificare dublă, care funcţionează după ciclul cu regenerare simplă fără răcire prealabilă cu amoniac. Azotul eliminat conţine 5% oxigen. Pierderile totale de frig reprezintă 6,3 kJ la 1 kg aer prelucrat. Temperatura aerului comprimat care intră în instalaţie (după compresor) este 25°C.

Rezolvare. Se determină cantitatea de aer x necesară pentru a obţine 1 m³ oxigen:

$$0{,}21x = 1 \cdot 0{,}995 + (x - 1)0{,}05$$

$$x = 5{,}9 \text{ m}^3$$

Se determină presiunea de comprimare a aerului la regimul stabilit, dacă pierderile de frig sînt de 6,3 kJ/kg:

$$\Delta H = H_1 - H_3$$

$$6{,}3 \cdot 10^3 = 510 \cdot 10^3 - H_3$$

în care $510 \cdot 10^3$ este entalpia aerului la 1 at şi 25°C, în J/kg (diagrama $T - S$, v. fig. XXIX).

De aici :

$$H_3 = (510 - 6{,}3) \cdot 10^3 = 504{,}7 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Din diagrama $T - S$ se vede că acestei entalpii la 25°C îi corespunde o presiune de 60 at.

Lucrul mecanic necesar pentru a comprima 1 kg aer la 60 at se determină cu formula :

$$L = 1{,}69 GRT \ln \frac{p_2}{p_1} = 1{,}69 \cdot 1 \cdot 287 \cdot 298 \cdot 2{,}31 \text{ g } 60 =$$

$$= 590 \cdot 10^3 \text{ J/kg} = 590 \text{ kJ/kg}$$

Pentru a obţine 1 m^3 oxigen se comprimă 5,9 m^3 aer. Deci consumul de energie pentru 1 m^3 oxigen reprezintă :

$$N_{sp} = \frac{590 \cdot 5{,}9 \cdot 1{,}29}{3\,600} = 1{,}25 \text{ kWh/m}^3$$

Exemplul 11-26. Prin izolaţia unui rezervor (tanc) de depozitare a oxigenului pătrund din mediul exterior 83,8 kJ/$m^2 \cdot$h căldură (calculată la suprafaţa exterioară). Diametrul interior al rezervorului (de formă sferică) este 1 200 mm. Diametrul exterior al mantalei exterioare de formă cilindrică este 1 900 mm, iar înălţimea 2 300 mm. Să se determine cît oxigen se evaporă pe oră în rezervor şi după cîte ore se va evapora tot oxigenul, dacă rezervorul a fost umplut la 0,75 din capacitatea sa. Oxigenul se păstrează la presiune atmosferică.

Rezolvare. Suprafaţa exterioară a mantalei cilindrice a rezervorului este :

$$A = \frac{2\pi D^2}{4} + \pi DH = 2\frac{3{,}14 \cdot 1{,}9^2}{4} + 3{,}14 \cdot 1{,}9 \cdot 2{,}3 = 19{,}34 \text{ m}^2$$

Căldura care pătrunde în rezervor este :

$$Q = \frac{19{,}34 \cdot 83{,}8 \cdot 10^3}{3\,600} = 450 \text{ W} = 0{,}45 \text{ kW}$$

Cantitatea de oxigen evaporată pe oră este :

$$G_{O_2} = \frac{450 \cdot 3\,600}{213{,}7 \cdot 10^3} = 7{,}6 \text{ kg/h}$$

în care $213{,}7 \cdot 10^3$ J/kg este căldura de vaporizare a oxigenului la presiunea atmosferică.

Cantitatea de oxigen conţinută în rezervorul umplut la 0,75 din capacitatea sa este :

$$G = 0{,}75 \frac{\pi D_{int}^3}{6} 1\,100 = 0{,}75 \frac{3{,}14 \cdot 1{,}2^3}{6} 1\,100 = 743 \text{ kg}$$

în care 1 100 kg/m^3 este densitatea oxigenului lichid.

Durata de evaporare a întregii cantităţi de oxigen este :

$$\tau_{evap} = \frac{743}{7{,}6} = 98 \text{ h}$$

11.3. PROBLEME

11-1. Să se calculeze coeficientul frigorific şi puterea necesară unei instalaţii frigorifice care lucrează după ciclul Carnot, dacă capacitatea ei frigorifică este 6 400 W la temperatura de vaporizare de −10°C. Temperatura de condensare este 22°C.

11-2. Să se găsească lucrul mecanic minim consumat (calculat după ciclul Carnot) şi consumul de apă în condensator la fabricarea a 100 kg gheaţă pe oră din apă cu temperatura de 0°C. Agentul frigorific se evaporă la −5°C şi se condensează la 25°C. Apa în condensator se introduce cu 12°C şi iese cu 20°C. Căldura de solidificare a apei este 335 kJ/kg.

11-3. Să se determine capacitatea frigorifică specifică a unui agent frigorific şi coeficientul frigorific al unui ciclu pentru : a) amoniac ; b) bioxid de carbon şi c) difluor-diclormetan CF_2Cl_2 (freon 12). Temperatura de vaporizare este −15°C, temperatura de condensare 30°C. Ciclul este uscat ; lipseşte subrăcirea înainte de destindere.

11-4 Să se calculeze coeficientul frigorific teoretic al unei maşini frigorifice cu bioxid de carbon, dacă temperatura de condensare este 20°C iar temperatura de vaporizare −40°C. Ciclul este uscat ; lipseşte subrăcirea lichidului înainte de destindere.

11-5. Să se compare coeficienţii frigorifici teoretici ai unei instalaţii frigorifice de comprimare cu amoniac, care lucrează la temperatura de vaporizare de −20°C şi temperatura de condensare de 30°C ; a) pentru ciclul Carnot ; b) pentru ciclul umed real ; c) pentru ciclul uscat fără subrăcirea amoniacului lichid ; d) pentru ciclul uscat cu subrăcirea amoniacului lichid pînă la 25°C după condensare.

11-6. Ţinînd seama de condiţiile problemei precedente, să se compare coeficienţii frigorifici pentru o instalaţie frigorifică cu freon, utilizînd diagrama $H - \lg p$ pentru freon (v. fig. XXVIII).

11-7. În condensatorul unei instalaţii frigorifice cu amoniac se încălzesc 20 m^3/h apă cu 6 K. Puterea teoretică consumată de compresor este 23,5 kW. Să se determine capacitatea frigorifică a instalaţiei şi coeficientul frigorific.

11-8. Să se determine volumul de amoniac aspirat pe oră, de către un compresor în următoarele condiţii : capacitatea frigorifică 58 200 W ; temperatura de condensare 25°C ; lipseşte subrăcirea ; temperatura de vaporizare −15°C ; ciclul este uscat.

11-9. O cantitate de 1 000 kg/h alcool etilic trebuie răcită de la 20°C pînă la −15°C. Răcirea se face cu amoniac care fierbe la −25°C.

Să se determine puterea teoretică consumată de compresor. Temperatura de condensare este 25°C, ciclul este uscat ; nu există subrăcirea lichidului înaintea destinderii.

11-10. Un compresor de amoniac de tip G. D. (orizontal) are o capacitate frigorifică de 697 800 W la o temperatură de vaporizare de −15°C şi o temperatură de condensare de 25°C. Să se determine capacitatea frigorifică a acestui compresor, dacă temperatura de vaporizare va fi −5°C şi temperatura de condensare 30°C.

11-11. O instalaţie frigorifică cu bioxid de carbon, cu capacitate frigorifică de 116 300 W lucrează la o temperatură de vaporizare de −15°C, presiunea în condensator fiind 75 ata. şi subrăcirea pînă la 25°C. Compresorul funcţionează uscat. Să se determine coeficientul frigorific şi puterea teoretică necesară.

11-12. O instalaţie frigorifică cu amoniac cu capacitatea de 116 300 W cu compresor de tip vertical, lucrează la o temperatură de vaporizare de −15°C, temperatura de condensare de 30°C şi cea de subrăcire de 25°C. Compresorul funcţionează uscat. Să se determine : pre-

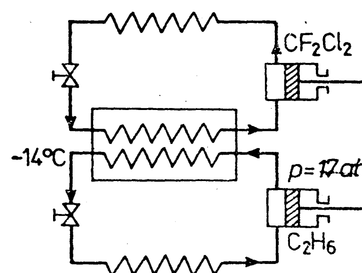


Fig. 11-16. Schița la problema 11-14.

siunea în condensator și în vaporizator, coeficientul frigorific, volumul de vapori aspirați de compresor pe oră, puterea teoretică și cea reală necesară, temperatura amoniacului la ieșirea din compresor, debitul de apă în condensator, dacă apa se încălzește cu 7°C.

11-13. Un compresor vertical pentru amoniac cu doi cilindri, cu o singură treaptă de comprimare, are diametrul cilindrilor 150 mm, cursa pistonului 150 mm și efectuează 400 rot/min. Să se calculeze capacitatea frigorifică în condiții normale și în condiții de lucru ale acestui compresor, dacă vaporizarea se face la 2 ata, iar condensarea la 12 ata. Amoniacul se subrăcește cu 6°C înainte de destindere. Să se calculeze de asemenea puterea efectivă pentru condițiile de lucru.

11-14. Într-o instalație frigorifică în cascadă, care lucrează cu un circuit de freon și unul de etan (fig. 11-16), etanul se condensează la −14°C și presiunea de 17 ata. Cantitatea de căldură cedată freonului în fierbere de etanul care se condensează, reprezintă 23 260 W.

Temperatura de evaporare a freonului este cu 5°C mai scăzută decît temperatura de condensare a etanului. Freonul se condensează la 30°C și nu are loc subrăcirea freonului lichid, iar ciclul este uscat. Să se determine gradul de comprimare al freonului în compresor (raportul între presiunea de condensare și presiunea de evaporare) și debitul de apă în condensatorul de freon, dacă apa se încălzește cu 8°C.

11-15. Aerul comprimat la 100 at se răcește în evaporatorul unei instalații frigorifice cu amoniac, cu două trepte, pînă la o temperatură care depășește cu 5°C temperatura de evaporare a amoniacului. După răcire, aerul comprimat se destinde pînă la presiunea de 4 ata. Să se determine temperatura aerului după destindere, dacă amoniacul se evaporă sub o presiune de 0,42 ata.

11-16. Să se calculeze pe diagrama T−S efectul integral Joule-Thompson la destinderea aerului pînă la 1 at: a) la temperatura inițială a aerului de 15°C și presiunea inițială de 50 at; b) la temperatura inițială a aerului de −50°C și presiunea inițială de 200 at.

11-17. Să se determine consumul de energie pentru a obține 1 kg aer lichid după ciclul obișnuit cu regenerare, în condițiile: a) temperatura inițială a aerului 15°C și presiunea de comprimare 50 at și b) temperatura inițială 15°C și presiunea de comprimare 200 at. Destinderea se face în ambele cazuri pînă la 1 at. Pierderile de frig datorită nerecuperării și în mediul înconjurător se neglijează.

11-18. Să se determine fracțiunea de aer lichefiat și consumul de energie pentru 1 kg aer lichid în ciclul simplu cu regenerare, la o temperatură inițială a aerului de 30°C și presiunea de comprimare 200 ata. Pierderile totale de frig reprezintă 10,5 kJ la 1 kg aer prelucrat.

11-19. Să se determine consumul de energie pentru 1 kg aer lichid, dacă se lucrează cu destindere simplă de la 200 at la 1 at cu răcire prealabilă cu amoniac la −50°C. Capacitatea frigorifică specifică a mașinii cu amoniac este 4 820 kJ la 1 kWh. Pierderile de firg prin nerecuperare și în mediul înconjurător se vor neglija. Temperatura inițială a aerului este 15°C.

11-20. Să se determine fracțiunea de aer lichefiat și consumul de energie pentru 1 kg aer lichid, obținut într-o instalație care lucrează cu circulația aerului la presiune. Presiunea de comprimare este 200 ata, presiunea intermediară este 50 ata; presiunea joasă 1 ata; $M = 0{,}2$; temperatura inițială a aerului este 25°C. Pierderile de frig se neglijează.

11-21. Să se determine puterea necesară și cantitatea de aer lichid obținut într-o instalație care funcționează la o presiune medie, după procedeul cu destindere și efectuare de lucru mecanic în exterior, la prelucrarea a 300 Nm³/h aer. Aerul se comprimă pînă la 40 at; temperatura aerului înainte de detentor este −80°C; temperatura aerului după compresor (înainte de intrarea în schimbătorul de căldură), 30°C; procentul de aer trimis în detentor este 0,8. Să se determine, de asemenea, și consumul de energie pentru 1 kg aer lichid. Pierderile totale de frig se consideră 11,5 kJ la 1 kg aer prelucrat.

11-22. Să se determine consumul de energie pentru 1 kg aer lichid într-un ciclu de presiune înaltă, cu efectuare de lucru mecanic în exterior, la comprimarea aerului pînă la 200 at și presiunea după detentor 8 at; $M = 0{,}5$. Pierderile totale de frig reprezintă 14,7 kJ la 1 kg aer prelucrat. Temperatura inițială a aerului este 30°C.

11-23. La încercarea unui turbodetentor, s-a stabilit că aerul din el s-a destins de la 4 pînă la presiunea de 1,2 at și prin aceasta, turbodetentorul a cedat o putere de 4 kW, în timp ce prin el au trecut 650 kg/h aer. Să se determine randamentul termodinamic al turbodetentorului. Aerul comprimat a intrat în turbodetentor la 114 K.

11-24. Să se determine consumul de energie pentru 1 kg aer lichid într-o instalație de joasă presiune cu turbodetentor, știind că în compresor se comprimă 6 000 Nm³/h aer pînă la 7 ata. Turbodetentorul cedează o putere de 55 kW. Pierderile prin nerecuperare și în mediul înconjurător reprezintă 6,3 kJ la 1 Nm³ aer comprimat. Pentru compresor se consideră un randament izotermic de 0,7. Aerul intră în instalație cu 35°C. În turbodetentor se dirijează 80% din aerul prelucrat. Coeficientul de vaporizare $a = 1{,}25$.

11-25. Cîți metri cubi de aer trebuie prelucrați pentru a obține 200 m³ oxigen cu puritatea de 99%, dacă azotul eliminat conține 10% oxigen?

11-26. Conform datelor practice, pierderile de frig reprezintă 335 kJ la 1 m² suprafață exterioară a mantalei unui rezervor cilindric, izolat și umplut cu metan lichid. Dimensiunile interioare ale rezervorului sînt: $D = H = 1{,}1$ m. Rezervorul este acoperit peste tot cu o izolație groasă de 300 mm. Să se determine durata de evaporare a întregului lichid, dacă rezervorul a fost la început complet plin. Densitatea metanului lichid este 415 kg/m³.

11-27. Să se determine consumul de energie la obținerea a 1 kg metan lichid după ciclul simplu cu regenerare. Metanul se comprimă pînă la 150 at. Temperatura metanului după compresor este 300 K. Se folosește diagrama $T-S$ pentru metan (v. [11-8]).

11-28. Să se determine consumul de energie la obținerea a 1 kg metan lichid după ciclul cu răcire prealabilă cu amoniac, pînă la −45°C, la presiunea de comprimare a metanului de 150 at. Capacitatea frigorifică specifică a instalației frigorifice cu amoniac este 4 820 kJ/kWh.

11-29. Într-o instalație de fracționare a aerului pentru fabricarea oxigenului gazos, care lucrează după ciclul de presiune medie și cedare de lucru mecanic în exterior, presiunea aerului la intrare este 20 at. Nerecuperarea reprezintă 8°C, pierderile în mediul înconjurător 8,38 kJ la 1 m³ aer prelucrat. Aerul se destinde în detentor de la 20 at (140 K) la 6 at; randamentul detentorului este 0,65. Să se determine procentul de aer trimis în detentor, neglijînd efectul de destindere a aerului de la 6 pînă la 1 at.

11.4. RĂSPUNSURI LA PROBLEME

Cap. 1. BAZELE HIDRAULICEI APLICATE

1-1. $M = 15{,}8$; $= 0{,}616$ kg/m³.
1-2. 4,43 kg/m³.
1-3. 7,3% CO_2; 69,2% N_2; 23,5% H_2O.
1-4. 0,995·10 Pa.
1-5. a) 1,8 m; b) 1,1 m. W
1-6. 6 șuruburi; $0{,}716 \cdot 10^5$ Pa sau 0,73 at.
1-7. $3{,}31 \cdot 10^4$ N.
1-8. $0{,}33 \cdot 10^{-4}$ m²/s.
1-9. $1{,}5 \cdot 10^{5}$ Pa·s.
1-10. 0,07 P = 0,007 Pa·s.
1-11. 0,72 m/s.
1-12. $w_i = 13{,}1$ m/s; $w_e = 10{,}1$ m/s.
1-13. $w_j = 2{,}0$ m/s; $w_o = 10{,}4$ m/s.
1-14. 73 mm.
1-16. 0,105 m.
1-17. Regim tranzitoriu.
1-18. a) Regim tranzitoriu; b) regim laminar.
1-19. 0,056 m/s.
1-20. 2 840 kg/h.
1-21. $\tau = 1$ h 13 min.; $\alpha = 0{,}632$.
1-22. 0,06 m³/s.
1-23. $w = 0{,}47$ m/s; $G = 47\,800$ kg/h.
1-24. 280 kg/h.
1-25. $2{,}88 \cdot 10^4$ Pa.

1-26. $1{,}37 \cdot 10^4$ Pa ($e = 0{,}01$ mm).
1-27. 520 Pa ($e = 0{,}8$ mm).
1-28. $1{,}15 \cdot 10^4$ Pa ($e = 0{,}2$ mm).
1-29. a) se micșorează de 10 ori ; se modifică de $\frac{\lambda_1 T_1}{\lambda_0 T_0}$ ori.
1-30. 56,5 m³/h.
1-31. 50 mm.
1-32. a) se mărește de 16 ori ; b) se mărește de 32 ori.
1-33. 7,1 m.
1-34. 5,9 l/min.
1-35. 1,51 kW.
1-36. 821 Pa.
1-37. Pentru toluen 15,6 Pa ; pentru apă 513 Pa.
1-39. Raport 1 : 13,6 ; $w = 0{,}271$ m/s.
1-40. 1,43 kW.
1-41. Se mărește de 8 ori.
1-42. 4,0 kW.
1-43. 10,2 kW.
1-44. 4,7 kW.
1-45. $\Delta p = 3\,360$ Pa ; $N = 0{,}35$ kW
1-46. $w = 1{,}7$ m/s ; $\lambda = 0{,}0255$.
1-47. $4{,}79 \cdot 10^{-2}$ kg/s ; regim laminar.
1-49. 21 m³/h.
1-50. Iarna $1{,}71 \cdot 10^4$ kg/h ; vara $1{,}46 \cdot 10^4$ kg/h.
1-51. 776 Pa sau 79 mm CA.
1-52. $36{,}7 \cdot 10^4$ sau 3,74 at.
1-53. 4,48 m.
1-54. 354 Pa.

Cap. 2. POMPE, VENTILATOARE, COMPRESOARE

2-1. 15,6 m.
2-2. 467 m.
2-3. 0,69.
2-4. 18,3 kW.
2-5. 43°C.
2-6. 2,22 m³/min ; plungerul mare 0,0184 m³/s ; cel mic 0,0186 m³/s.
2-7. 0,89.
2-8. Nu mai mult de 2,2 m.
2-9. 1,86 kW.
2-10. $\eta = 0{,}59$; $Q = 71{,}2$ m³/h ; $H = 68$ m ; $N = 22{,}4$ kW.
2-11. $Q_\cdot = 0{,}4^3/\text{m}^3/\text{min}$; $Q_2 = 0{,}3$ m³/min.
2-12. 0,257 m³/min.
2-13. 18,2 m³/h
2-14. 4,2 kW.
2-15. $\eta = 0{,}48$; $Q = 4\,170$ m³/h ; $\Delta p = 734$ Pa ; $N = 1{,}77$ kW.
2-16. 940 m³/h.
2-17. 1 650 m³/h.
2-18. 1 800 rot/min.
2-19. 117°C ; 118 kJ/kg.
2-20. 4,6 kW.
2-21. 0,89.
2-22. 3,25 m³/min ; 13,0 kW.
2-23. 5,46 m³/min ; 13,2 kW.
2-24. $20{,}3 \cdot 10^5$ Pa sau 20,7 at.
2-25. $3{,}62 \cdot 10^5$ Pa sau 3,69 at — aer ; $9{,}2 \cdot 10^5$ Pa sau 9,37 at — etan.
2-26. o singură treaptă : 261 kJ/kg ; două trepte 220 kJ/kg.
2-27. 4 trepte.
2-28. o singură treaptă : $4{,}28 \cdot 10^3$ kJ/kg ; două trepte $3{,}54 \cdot 10^3$ kJ/kg.
2-29. 10,7 m³/h (în condiții normale).
2-30. două trepte : $N = 83{,}2$ kW, debit de apă 4,13 m³/h ; trei trepte : $N = 80{,}0$ kW, debit de apă 3,96 m³/h.

Cap. 3. METODE HIDRODINAMICE DE SEPARARE. AMESTECAREA ÎN MEDIU LICHID

3-1. a) $\frac{d_2}{d_1} = 1{,}73$; b) $\frac{d_2}{d_1} = 2{,}06$.
3-2. a) $w_s = 7{,}65 \cdot 10^{-5}$ m/s ; b) la 15°C $w_s = 7{,}86 \cdot 10^{-3}$ m/s, la 500°C $w_s = 3{,}93 \cdot 10^{-3}$ m/s.
3-3. 16,8 m/s.
3-4. 7,63 m/s.
3-5. 226 mm.
3-6. 11,4 μm.
3-8. 5,14 m.

3-9. ~2 ori.
3-10. TN-15 ; $\Delta p = 808$ Pa sau 82,4 mm Hg.
3-12. 1 070 kg/m³.
3-13. a) 0,08 m/s ; b) 0,11 m/s.
3-14. 0,93 mm.
3-15. 2 990 kg.
3-16. 4 200 kg.
3-17. 1 h 36 min.
3-18. 2 h
3-19. 1 h 20 min.
3-20. 58,5 min.
3-21. 110 cm³/dm³.
3-24. centrifugă cu funcționare periodică, verticală, cu descărcare gravitațională.
3-25. supercentrifugă.
3-26. $1{,}375 \cdot 10^5$ Pa sau 1,4 at.
3-27. ~600 rot/min.
3-28. a) 1,04 m ; b) 0,082 m.
3-30. de 200 ori.
3-31. 1 min 18 s.
3-32. 4,8 kW.
3-33. 3 centrifuge.
3-34. se mărește cu mai puțin de 100%.
3-35. 6,53 m³/h.
3-36. de 27 ori.
3-37. 5,07 m³/h.
3-38. 6,15 μm.
3-39. 0,28 m/s ; 2 279 Pa.
3-40. 0,48 ; 462 mm.
3-41. 1,3 mm ; 50%.
3-42. 137 W.
3-43. 240 rot/min.
3-44. se mărește de 1,3 ori.
3-45. 0,58 m.

Cap. 4. TRANSFERUL DE CĂLDURĂ ÎN APARATURA CHIMICĂ

4-1. se mărește de 10 ori.
4-2. $1{,}74 \cdot 10^4$ kJ.
4-3. 38 W.
4-4. se mărește cu 20%.
4-5. 217°C.
4-6. a) 0,151 W/(m·K) ; 0,0165 W/(m·K) ; 0,471 W/(m·K).
4-7. a) 285 kg/h ; b) 259 kg/h ; 2 820 kg/h.
4-8. 94,6°C.
4-9. 92 000 W.
4-10. 548 kg/h.
4-11. 4,15 m³/h.
4-12. echicurent : 36,7°C ; contracurent : 50,5°C.
4-13. 38,4°C.
4-14. suprafața schimbătorului existent este insuficientă.
4-15. 9,36 W/(m²·K).
4-16. 2 140 W/(m²·K).
4-17. 63,8 W/m².
4-18. a) nu se modifică ; b) se mărește cu 9,1%.
4-19. a) de la 52,6 la 50,3 W/(m²·K); b) de la 1 960 la 730 W/(m²·K).
4-20. 28 700 W/m².
4-21. 3,2 m² ; 582 kg/h.
4-22. 124 W/(m²·K).
4-23. 664 W/(m²·K).
4-24. 1 456 W/(m²·K).
4-25. 1) 41,8 W/(m²·K) ; 2) 72,3 W/(m²·K).
4-26. 95 W/(m²·K).
4-27. se mărește de 1,94 ori.
4-28. 4 070 W/(m²·K).
4-29. 2 110 W/(m²·K).
4-30. 284 W/(m²·K).
4-31. 1 100 W/(m²·K).
4-32. 1 675 W/(m²·K).
4-33. 5 380 W/(m²·K).
4-34. 3 900 W/(m²·K).
4-35. $G = 1\,510$ kg/h ; $L = 40{,}3$ m.
4-36. $L = 3{,}38$ m ; $G = 286$ kg/h.
4-37. a) debitul de apă ; 39,8 m³/h, $F = 17{,}7$ m² ; b) debitul de aer : 111 000 m³/h (în condiții normale), $F = 357$ m².
4-38. două schimbătoare, $F = 56$ m²
4-39. $L = 3{,}36$ m ; $G = 336$ kg/h.
4-40. a) 258 W/(m²·K) ; b) 256 W/(m²·K).
4-41. $q = 128{,}5$ W/m² ; $K = 1{,}92$ W/(m²·K).
4-42. 214 W/m².

4-43. 771 kg/24 h.
4-44. cu 80%.
4-45. 166 mm.

Cap. 5. **EVAPORARE. CRISTALIZARE**

5-1. I. a) 1,185 kg/kg; b) 1,023 kg/kg.
II. a) 1,150 kg/kg; b) 1,068 kg/kg.
5-2. 0,141 kg/s.
5-3. scade cu 37,5%.
5-4. $3{,}48\cdot10^5$ Pa sau 3,55 at.
5-5. 1 100 kg.
5-6. 530 kg; 0,56 m^3.
5-7. 78 kW.
5-8. 1 993 J/kg·grd.
5-9. 2 792 J/kg·grd; 196 kg.
5-10. 44%; 2 710 kg/h.
5-11. 2,2 mm.
5-12. a) 178 kW; b) 0,026 kW.
5-13. 1 460 kg/h; 980 kg/h; 3,9 m^2.
5-14. 305 kJ/kg; 2 080 J/kg·grd.
5-15. 2 032 kJ/kg; 2 810 J/kg·grd.
5-16. 85°C; 264 kJ/kg.
5-17. $1{,}81\cdot10^4$ Pa sau 136,1 mm Hg
5-18. 81,55°C.
5-19. 152 m^2.
5-20. $2{,}92\cdot10^4$ Pa sau 0,298 at.
5-21. 43 m^2; 2 170 kg/h.
5-22. creşte de 1,95 ori.
5-23. 910 kg/h.
5-24. 85 m^2; 1 495 kg/h.
5-25. 35 m^3/h; 1 495 kg/h.
5-26. 1 640 kg/h; 560 kg/h.
5-27. 35°C.
5-28. I. 11,8% (masă); II. 18,0% (masă); III. 43,0% (masă).
5-29. 4 corpuri.
5-30. 13,6 kg/h; 4,1%.
5-31. 25,5%.
5-32. 11,4%; 21,3 grd.
5-33. 86 kg/h.
5-34. 180 kg/h; 14 kW.
5-35. 15°C.
5-36. 1 300 kg.
5-37. 20,3 m^2; 7 660 kg/h.

Cap. 6. **BAZELE TRANSFERULUI DE MASĂ. ABSORBŢIA**

6-1. $\rho_{am} = 1\,050$ kg/m^3; $\bar{X} = 1{,}333$ kg nitrobenzen/kg benzen; $C_x = 4{,}86$ kmol nitrobenzen/m^3 amestec.
6-2. 1 143 kg/m^3.
6-3. 1,59 kg alcool/kg aer; $\rho_{am} = 1{,}08$ kg/m^3.
6-4. 0,634 kg/m^3 hidrogen; 11,59 kg/m^3 metan; 4,74 kg/m^3 etilenă.
6-5. $\Delta C_y = 5{,}15\cdot10^{-3}$ C_2H_2/m^3 gaz.
$\Delta \bar{C}_y = 0{,}1340$ kg C_2H_2/m^3 gaz.
$\Delta C_x = 5{,}26\cdot10^{-3}$ kmol C_2H_2/m^3 lichid.
$\Delta \bar{C}_x = 0{,}1369$ kg C_2H_2/m^3 lichid.
6-7. $\Delta x = 0{,}08$ kmol cloroform/kmol amestec; $y = 0{,}10$ kmol cloroform/kmol amestec.
6-8. a) 13,8% masă; b) 42,5%.
6-9. a) 40,5%; b) 85%.
6-11. 0,00122 kmol/m^2·h·kPa.
6-12. $\Delta Y_{med} = 0{,}02$ kmol benzen/kmol gaz inert; $n_{0y} = 1{,}66$.
6-13. $L = 175\,000$ kg/h; $n_{0y} = 6{,}02$; $\Delta p_m = 5{,}67$ mm Hg.
6-14. $L = 1\,475$ kg/h; $H_{umpl} = 7{,}2$ m.
6-15. $L = 760$ kg/h; $H_{umpl} = 1{,}93$ m; $n_{0y} = 4{,}68$.
6-17. 0,038 m/s.
6-18. $2{,}16\cdot10^{-6}$ m/s.
6-19. 0,0285 m/s.
6-20. $D = 2{,}15$ m; $H = 5{,}4$ m.
6-21. $H_{umpl} = 5{,}1$ m; $K_y = 0{,}0132$ kg amoniac/m^2·s$\frac{\text{kg amoniac}}{\text{kg aer}}$.
6-22. 5,1 m.
6-23. $L = 12{,}3$ t/h; $X_b = 0{,}0611$ kmol benzen/kmol ulei; $D = 1{,}59$ m; $H_{umpl} = 7{,}02$ m; $H_t = 4{,}0$ m.

6-24. 30 m^3/h.
6-25. $D = 1{,}03$ m; $X_b = 0{,}149$ kmol benzen/kmol absorbant.

Cap. 7. **DISTILAREA. RECTIFICAREA**

7-1. a) 99°C; 10,2% (masă) crezol, 89,8% (masă)apă; 1,85% (volume) crezol; 14 mm Hg; b) 74°C; 7,25% (masă) crezol, 92,75% (masă) apă; 1,29% (volume) crezol; 3,9 mm Hg.
7-2. a) 94 kg; b) 31,3 kg.
7-3. $x_E = 0{,}408$; $P = 962$ mm Hg sau 128,3 kPa.
7-4. a) $x = 0{,}675$; $y^* = 0{,}90$; b) la 50°C presiunea nu poate depăşi 400 mm Hg.
7-6. 4,2% (mol) apă; 13,0% (mol) acid acetic; 82,8% (mol) acetonă.
7-7. 465 kg; 43,8% (masă) benzen.
7-8. $W = 22{,}6$ kg; $D = 2\,577{,}4$ kg; $x_D = 73{,}6\%$.
7-9. 608 kmol/oră.
7-11. 12,1% (masă).
7-12. 0,897.
7-13. 7,2% (masă); 13 000 kg/oră.
7-14. $G_D = 17\,150$ kg/oră; $G_W = 64\,700$ kg/oră; $G_v = 68\,400$ kg/oră.
7-15. 25,4% (masă); 4 330 kg/oră.
7-16. 68,4% (mol).
7-17. 74,4% (mol); 80,3% (mol).
7-18. a) 76,7% mol; b) 17,96% mol.
7-19. $n_c = 9$; 720 kg/oră.
7-20. 7,1% (masă); $G_v = 4\,400$ kg/oră; $G_{apă} = 97\,100$ kg/oră.
7-21. 59,2 m^2; 2 170 kg/oră.
7-22. În deflegmator: 4 700 kJ/kg; în blază: 5 787 kJ/kg.
7-23. 3,21; 83 t/oră.
7-24. 9,4 m^2; 10,75 t/oră.
7-25. $n_t = 17$.
7-26. 190 kg/oră.
7-27. a) $G_D = 1\,760$ kg/oră; $G_W = 4\,240$ kg/oră; b) $p = 328$ mm Hg; $n_t = 13$; c) $m_{abur} = 1\,435$ kg/oră; $G_{apă} = 46{,}5$ t/h.

Cap. 8. **EXTRACŢIA**

8-2. $x_{A_1} = 62{,}2$; $x_{B_1} = 24{,}8$; $x_{A_2} = 18{,}9$; $x_{B_2} = 25{,}1\%$ masă; 1,74 kg.
8-3. $G'_{E_1} = 1\,940$; $G'_{E_1} = 180$ kg; $x_{E_1} \approx 55\%$ (masă) (după îndepărtarea solventului); $G_{E_2} = 1\,735$; $G'_{E_2} = 99$ kg; $x_{E_2} = 35\%$ (masă) (după îndepărtarea solventului); $G_{R_2} = 915$; $G'_{R_2} = 850$ kg; $x_{R_2} = 4\%$ (masă) (după îndepărtarea solventului).
8-4. $G_S \doteq 1\,333$ kg/h; $n_c = 4$.
8-5. $n_c \triangleq 3$; $x_E = 4$ g/l; 1,2 g/l; 0,6 g/l.
8-6. $G_{S_{min}} = 99$ kg; $n_c = 8$.
8-7. 63% (masă); 70% (masă).
8-8. 38,9 kg; 256 kg.
8-9. 77,8 kg; 450 kg; $n_c = 7$.
8-10. Extract 58% (masă); rafinat ~0%; $n_{c_{min}} = 11$.
8-11. $n_c = 18$; $G_{S_0} = 1\,718$ kg; $G_S = 1\,734$ kg.
8-12. a) 7,7 kg; b) 99,6%; c) 24,9% (masă).
8-13. $n_c = 2$.
8-14. $n_c = 6$.
8-15. a) 0,1 t sau 2%; b) 28,8 t; c) I—10%; II—7,9%; III—6,1%; IV—4,7%; V—3,6%.
8-16. 1) 565 kg; 2) $n_c = 3$.

Cap. 9. **ADSORBŢIA**

9-1. 1 430 kg; 2,55 m; 1 h 22 min.
9-2. $\tau = 225$ min; $\tau_0 = 65$ min.
9-4. $u = 0{,}08$ m/s; $H_0 = 0{,}4$ m.
9-5. $Q = 1{,}21\cdot10^6$ kJ.
9-6. $2{,}94\cdot10^{-5}$ m/s.

Cap. 10. **USCAREA**

10-1. de 33 ori.
10-2. $x = 0{,}060$ kg/kg ; $I = 209$ kJ/kg ; $t_u = 43$:C ; $t_r = 42$°C.
10-3. $x = 0{,}020$ kg/kg ; $I = 105$ kJ/kg ; $t_r = 24$°C ; $\varphi = 0{,}25$; $p_v = 23$ mm Hg.
10-4. $x = 0{,}069$ kg/kg ; $\varphi = 0{,}8$.
10-5. a) 0,0159 kg/kg ; b) 0,231 kg/kg ; c) 0,0154 kg/kg.
10-6. $l_3 = 36{,}4$ kg/kg ; $q_3 = 4\,350$ kJ/kg ; $l_1 = 47{,}6$ kg/kg ; $q_1 = 3\,710$ kJ/kg.
10-7. $x = 0{,}622$ kg/kg ; $p = 372{,}5$ mm Hg.
10-8. $x = 0{,}083$ kg/kg ; $p_v = 6{,}06 \cdot 10^5$ Pa sau 6,173 at ; $\rho = 5{,}68$ kg/m³.
10-9. 4,6 kg/h ; 43,5 kg/kg.
10-10. $p_v = 270{,}3$ kPa sau 2,755 at ; $\rho = 5{,}05$ kg/m³; $x = 0{,}404$ kg/kg.
10-11. 3 230 m³ aer umed/h.
10-12. 25°C.
10-13. 9 700 kg/h ; 566 kW.
10-14. 47 200 kg/h ; 910 kW.
10-15. 71,3%.
10-16. 35,8°C.
10-17. 7,4 kPa sau 56 mm Hg ; 7,4%.
10-18. 16,5 h.
10-19. 5,81 m².
10-20. 33°C ; 0,39.
10-21. 38°C.
10-22. $L = 20\,800$ kg/h ; $G_a = 950$ kg/h.
10-23. 320 kg/h ; 132 m².
10-24. $L = 1\,710$ kg/h ; $G_a = 1\,315$ kg/h ; $p_v = 30$ mm Hg ; 3,95%.
10-25. $\theta = 38$°C ; $t_2 = 53$°C ; $x_2 = 0{,}035$ kg/kg.
10-26. 127°C.
10-27. $L = 7\,400$ kg/h ; $G_a = 590$ kg/h ; $p_{abs} = 8$ ata.
10-28. $L = 16\,200$ kg/h ; $G_a = 960$ kg/h.
10-29. 34 W/(m²·K) ; 156 kg/h.
10-30. 868 m² ; 1 865 kg/h.
10-31. a) 2 545 kJ/kg ; b) 3 685 kJ/kg.
10-32. 150 m² ; 401 kg/h.
10-33. $L = 6\,840$ kg/h ; $G_a = 565$ kg/h ; $p_{abs} = 10$ ata ; $F = 135$ m².
10-34. $G = 423$ kg/h ; $F = 70$ m² ; procentul de aer uzat recirculat = 60,8%.

Cap. 11. **RĂCIREA MODERATĂ ŞI ÎNAINTATĂ**

11-1. $\varepsilon = 8{,}22$; $N = 0{,}78$ kW.
11-2. $L = 1\,042$ kW ; $G_a = 0{,}31$ kg/s.
11-3. a) $q_0 = 111$ kJ/kg ; $\varepsilon = 4{,}84$; b) $q_0 = 119{,}6$ kJ/kg ; $\varepsilon = 1{,}96$; c) $q_0 = 118{,}5$ kJ/kg $\varepsilon = 4{,}87$.
11-4. 1,89.
11-5. a) 5,06 ; b) 4,38 ; c) 4,16 ; d) 4,27.
11-6. a) 5,06 ; b) 4,50 ; c) 4,00 ; d) 4,13.
11-7. $Q_0 = 116{,}5$ kW ; $\varepsilon = 4{,}96$.
11-8. 99,5 m³/h.
11-9. 5,82 kW.
11-10. 1 098 kW.
11-11. 3,08 ; 37,8 kW.
11-12. $p_c = 1\,166{,}9$ kPa sau 11,895 at ; $p_e = 206{,}4$ kPa sau 2,41 at ; $\varepsilon = 4{,}94$; $V = 189$ m³/h ; $N_t = 23{,}6$ kW ; $N = 36{,}3$ kW ; $t = 97$°C ; $V_a = 14{,}3$ m³/h.
11-13. $Q_0 = 85\,950$ W ; $Q' = 53\,730$ W ; $N = 23{,}2$ kW.
11-14. $\frac{p}{p_0} = 4{,}75$; $Gs = 3\,125$ kg/h.
11-15. −82°C.
11-16. a) 11°C ; b) 73°C.
11-17. a) 4,92 kWh/kg ; b) 2,10 kWh/kg.
11-18. 0,0545 kg/kg ; consum de energie pentru 1 kg de aer lichid 4 kWh/kg.

11-19. 1,084 kWh/kg.
11-20. 0,066 kg/kg ; consum de energie pentru 1 kg de aer lichid 1,31 kWh/kg.
11-21. $N = 46{,}7$ kW ; $G_1 = 46{,}6$ kg/kg ; consumul de energie pentru 1 kg de aer lichid 1 kWh/kg.
11-22. 1,07 kWh/kg.
11-23. 0,69.
11-24. 0,995 kWh/kg.
11-25. 1 618 m³.
11-26. 113 h.
11-27. 2,2 kWh/kg.
11-28. 1,15 kWh/kg.
11-29. 0,67.

B I B L I O G R A F I E

0-1. **Kasatkin, A. G.**, *Procese şi aparate principale in tehnologia chimică* (trad. din l. rusă), ed. a 2-a, Bucureşti, Editura tehnică, 1963.
0-2. **Planovschi, A. N., Nikolaev, . PI.**, *Professi i apparati himiceskoi i neptehimiceskoi tehnologhii*, izd. 2-a, Moskva „Himiea", 1972.
0-3. **Tiborovschi, Ia.**, *Professi himiceskoi tehnologhii* (trad. din l. polonă), „Gozhimizdat", 1958 ; Osnovi proţessov himiceskoi tehnologhii, Leningrad, „Himiea", 1967.
0-4. **Planovschi, A. N., Ramm, V. M., Kagan, C. Z.**, *Professi i apparati himiceskoi tehnologhii*, izd. 5-a, „Himiea", 1968.
0-5. **Averbuh, Ia., D., Zaostrovschi, F. P., Matusevici, L. N.**, *Professi i apparati himiceskoi tehnologhii*, Prelegeri. PI. Sverdlovsk, Izd. Uralsk. Polit. Inst., 1969.
0-6. **Bird, P., Stewart, V., Lightfoot, E.**, *Fenomene de transfer* (trad. din l. engl.). Moskva, „Himiea", 1974.
0-7. **Kirpicev, V. P.**, *Teoriea podobiea*, Izd. A. N. SSSP, Moskva, 1953.
0-8. **Guhman, A. A.**, *Wedenie v teorii podobiea*, ed. 2-a, Moskva, „Vîşsaia şkola", 1973.
0-9. **Braines, Ia. M.**, *Podobie i modelirovanie v himiceskoi i neftehimiceskoi tehnologhii*, Moskva, „Gostoptehizdat", 1961.
0-10. **Dolejalik, V.**, *Podobie i modelirovanie v himiceskoi tehnologhii*, Moskva, „Gostoptehizdat", 1960.
0-11. **Venikov, V. A.**, *Teoriea podobiea — modelirovanie*, Moskva „Vîşsaia şkola", 1966.
0-12. **Guhman, A. A.**, *Primenenie teorii podobiea k issledovaniiu profcssov teplo-massoobmena*, Moskva, „Vîşsaia şkola", 1967.
0-13. **Sedov, L. I.**, *Metodi podobiea i pazmernostei v mehanike*, izd. 5-a, Moskva, „Nauka", 1965.
0-14. **Alabujev, P. M.** ş.a., *Teoria podobiea i pazmernostei. Modelirovanie*, Moskva, „Vîşsaia şkola", 1968.
0-15. **Kafarov, V. V.**, *Metodi chiberneliki v himii i himiceskoi tehnologhii*, izd. 2-e, Moskva, „Himiea", 1971.
0-16. **Boearinov, A. I., Kafarov, V. V.**, *Metodi optimizafii v himiceskoi tehnologhii*, Moskva „Himiea", 1969.
0-17. **Bondari, A. G.**, *Matimaticeskoe modelirovanie v himiceskoi tehnologhii*, Kiev, „Vîşcea şkola", 1973.
0-18. **Zakgeim, A. Iu.**, *Vvedenie v modelirovanie himiko-tehnologhiceskih professov*, Moskva, „Himiea", 1973.
0-19. **Kafarov, V. V., Perov, V. L., Meşalkin, V. P.**, *Prinţipi matematiceskogo modelirovaniea himiko-tehnologhiceshih sistem*, Moskva, „Himiea", 1974.
0-20. * * * *Alibom matematiceskih opisanii i algoritmov upravleniea tipovimi professami himiceskoi tehnologhii*. Vîp. 1, 2, Moskva, NIITEHIM, 1965, 1967.
0-21. **Einberg, V. D.**, *Osnovi programmirovaniea na algoritmiceskom eazike ALGOL-60*, Moskva, „Maşinostroenie", 1973.
0-22. **Beleavschi, E. I., Deghen, A, B., Etin, Iu. B.**, *ALGOL-60*, Leningrad, „Gidrometeoizdat, 1966.
0-23. **Kuşkova, A. D.**, *Standartniie algoritmi rasciota profcssov himiceskoi tehnologhii. Metodiceskoe posobie*, Izd. LTI, 1976.

0-24. * * * *Sprovocinik himika*, izd. 2-a, Moskva-Leningrad, „Himiea“, 1966.
0-25. **Perry, J.**, *Sprovocinik injenera-himika* (trad. din l. engl.), ed. 4-a, AN SSSR, Leningrad, „Himiea“, 1969.
0-26. **Levenspiel, O.**, *Injenernoe oformlenie himiceschih professov*, (trad. din l. engl.), Moskva, „Himiea“, 1969.
0-27. **Batuner, L. M., Pezin, M. E.**, *Matematiceschie metodî v himiceskoi tehnike*, ed. 6-a, Leningrad, „Himiea“, 1971.
0-28. **Bennet, K. O., Mayers, J. E.**, *Ghidrodinamika teploobmen i massoobmen*, (trad. din l. engl.), Moskva, „Nedra“, 1966.
0-29. **Benedek, P., Laszlo, A.**, *Naucinie osnovî himiceskoi tehnologhii*, (trad. din l. magh.), Leningrad, „Himiea“, 1970.
0-30. **Rosenbrock, H., Storn, S.**, *Vîcislitelinîie metodî dlea injenerovhimikov* (trad. din l. engl.), Moskva, „Mir“, 1968.
0-31. **Beskov, S. D.**, *Tehnohimiceshie rasciotî*, Moskva, „Vișskaia școla“, 1962.
0-32. **Floarea, O., Smighelschi, O.**, *Calcule de procese și aparate în tehnologia chimică*, Buc., Editura tehnică, 1966.
Sbornik rasciotnîh diagramm po kursu professov i ap-
0-33. **Romankov, P. G., Noskov, A. A.**, Moskva—Leningrad, „Himiea“, 1966.
paratov himiceskoi tehnologhii, Moskva—Leningrad, AN SSSR, Leningrad,
0-34. **Bretșchneider, S.**, *Svoistva gazov i jidkostei*, (trad. din l. polonă), „Himiea“, 1966.
0-35. **Read, R., Scherwood, T.**, *Spoistva gazov i jidkostei*, (trad. din l. engl.), Moskva, „Gostoptehizdat, 1964.
0-36. **Lascinschii, A. A., Tolcinskii, A. R.**, *Osnovi konstruirovaniea i rasciota himiceskoi apparaturî*, Leningrad, „Mașinostroenie“, 1970.
Posobie po kursovomy proektirovanii, izd. 7-a, LTI, 1975.
0-37. **Iablonschi, P. A.**, *Rukovodstvo k prakticeskim zaneatieam v laboratorii profesov i ap-*
0-38. **Romankov, P. G.**, Leningrad, „Himiea“, 1975.
paratov himiceskoi tehnologhii, izd. 4-a, Moskva,
0-39. **Cernobîliskii, I. I., Bondari. A. G. ș.a.**, *Mașinî i apparatî himiceskih proizvodstv*, „Mașinostroenie“, 1975.
Profesî i apparatî
0-40. **Stabnikov, V. N., Popov, V. D., Rediko, F. A., Liseanski, V.. M**, „Pisc. Prom.“., 1966.
piscevîh proizvodstvo, izd. 3-1, Moskva, *Professiiapparatî neftepererabatîvaiușcei*
0-41. **Skoblo, A. I., Tregubova, I. A., Egorov, N. N.**, „Gostoptchizdat“, 1962.
i neftehimiceskoi promîșlennosti, Moskva,, *biohimiceskoi tehnologhii*,
0-42. **Batuner, L. M.**, *Profesî i apparatî organiceskogo sinteza i* „Himiea“, 1966.
Moskva—Leningrad, *Oborudovanie proizvodstvosnoovnogo organiceskogo sinteza*,
0-43. **Reibsfeld, V. O., Erkova, L. N.**, „Himiea“, 1974.
Leningrad, *Kratkii injenernîi sprovocinik po tehnologhii neorgani-*
0-44. **Melnik, B. D., Melnikov, E. V.**, „Himiea“, 1968.
ceskih veșcestv, Moskva—Leningrad, *Primerî i zadaci po kursu oborudovaniea*
0-45. **Kozulin, N. A., Sokolov, V. N., Sapirc, A. Ia.**, Moskva—Leningrad, „Mașinostroenie“, 1966.
zavodov himiceskoi promîșlennosti, Sofia, „Tehnika“, 1962.
0-46. **Elenkov, D.**, *Profesî i apparatî v himiceskata promîșlenost*, Okonomen —
0-47. **Adilphi, G., Adolphi, H.**, *Grundzüge der Verfahrenstechnik für Chemiker*, Deutscher Verlag für Grund- Ingenieure der chemischen Industrie, Leipzig VEB, stoff—Industrie, 1970.
0-48. **Bratu, Em.**, *Operații și utilaje în industria chimică*, Vol. 1, București, 1960.
0-49. **Mc.Cabe W., Smith, J. Unit.**, *Operations of chemical engineering*, N. Y., „Mc. Graw Hill Brook“, Co, 1967.
0-50. **Coulson, J. M., Richardson, J. F.**, *Chemical Engineering*, V. 1—2, London, „Pergamon Press“, 1968.

La cap. 1, Bazele hidraulicii aplicate.

1-1. **Prandtl, L.**, *Ghidroaeromehanika*, izd. 2-a (trad. din l. germ.), I.L , 1951.
1-2. **Loițeanski, L. G.**, *Mehanika jidkosti i gaza*, izd. 4-a, Moskva, „Nauka“, 1973.
1-3. **Frenkel, N Z.**, *Ghidraulika*, izd. 2-a, Moskva—Leningrad, *„Gosenergoizdat“*, 1956.
1-4. **Ciugaev, P. P.**, *Ghidraulika*, Leningrad, „Energhiea“, 1971.
1-5. **Millionțikov, M. D.**, *Turbulentnîie teceniea v pogranicinom sloe i v trubah*, Moskva, „Nauka“, 1969.
1-6. **Levici, V. G.**, *Fiziko-himiceskaia hidrodinamica*, izd. 2-a, Moskva, „Fizmatghiz“, 1959.
1-7. **Romankov, P. G., Kurociehina, M. I.**, *Ghidromehaniceskie profesî himiceskoi tehnologhii*, izd. 2-a, Leningrad, „Himiea“, 1974.

1-8. **Kutateladze, S. S., Stîrikovici, M. A.**, *Ghidraulika gazojidkostnîh sistem*, Moskva—Leningrad, „Gosenergoizdat“, 1958.
1-9. **Soy, G.**, *Ghidrodinamika mnogofaznîh sistem* (trad. din l. engl.), Moskva, „Mir“, 1971.
1-10. **Iollis, G.**, *Odnomernîie dvuhfaznîie teceniea*, Moskva, „Mir“, 1972.
1-11. **Wilkinson, U. L.**, *Neniutonovskie jidkosti. Ghidromehanika, peremeșivanie i teploobmen* (trad. din l. engleză), Moskva, „Mir“, 1964.
1-12. **Ivanov, E. A., Sepelev, A. V., Lealin, E. V.**, *Truboprovodî v himiceskoi promîșlennosti*, Moskva, „Mașghiz“, 1963.
1-13. **Idelicik, I. E.**, *Spravocinik po ghidrovliceskim soproteplenieam*, Moskva—Leningrad, „Gosenergoizdat“, 1960.
1-14. **Altuli, A. D.**, *Ghidravliceskie soprotivleniea*, Moskva, „Nedra“, 1970.
1-15. **Idelicik, I. E.**, *Aerodinamika promîșlennîh apparatov*, Moskva—Leningrad, „Energhiea“, 1964.
1-16. * * * *Spravocinik mașinostritelea*, t. 2, izd. 2-a, Moskva, „Mașchiz“, 1960, La cap. 2. Pompe. Ventilatoare. Compresoare.

2-1. **Cercasskii, V. M., Romanova, T. M., Kauli, R. A. Nasosi**, *Kompressori, ventileatori*, izd, 2-a, Moskva, „Energhiea“, 1968.
2-2. **Kalinușchin, M. P.**, *Ventileatornîe ustanovki*, izd. 6-a, Moskva, „Vișsaia școla“, 1967.
2-3. **Stark, S. B.**, *Osnovî ghidravliki, nasosi i vozduhoduvntie mașinî. Sbornik zadaci*, Moskva, „Metalurgizdat“, 1961.
2-4. **Kiselev, V. I.**, *Nasosi, kompressorî i ventileatori*, Moskva, „Metalurgizdat“, 1961.
2-5. **Sidorov, M. D.**, *Spravocinik po vozduhoduvnîm i gazoduvnim mașinam.*, Moskva—Leningrad, „Mașghiz.“, 1962.
La cap. 3. Metode hidromecanice de separare. Hidrodinamica stratului fluidizat. Amestecarea în mediu lichid.

3-1. **Ujov, V. N.**, *Borba s piliiu v promîșlennosti*, Moskva, „Goshimizdat“, 1962.
3-2. **Gordon, G. M., Peisahov, I. L**, *Pîleulavlivanie i ocistka gazov*, izd. 2-a, Moskva—Leningrad, „Metallurgiea“, 1968.
3-3. **Usakov, S. G., Zverev, N. I.**, *Inerționnaia separațiea pili*, Moskva, „Energhiea“, 1974.
3-4. **Kouzov, P. A.**, *Ikazaniea po rasciotu țiklonov* (46—52). *Metodiceskie materiali dlea proiektirovaniea GPI Santexproekt*, Moskva, 1971.
3-5. **Ujov, V. N., Valdberg, A. Iu.**, *Ociska gazov mokrimi filtrami*, Moskva, „Himiea“, 1972.
3-6. **Monteid, A. E.**, *Mnogokamernîie sgustiteli v proizvodstve glinozema.*, Moskva—Leningrad, „Metallurgizdat“, 1952.
3-7. **Malinovskaia, T. A.**, *Razdelenie suspenzii v promîșlennosti organiceskogo sinteza*, Moskva, „Himiea“, 1971.
3-8. **Pozin, M. E., Muhlenov, I. P., Tarat, E. Ia**, *Pennîie gazoocistiteli, teploobmeniki i absorberî. Rabota i rasciot pennîh apparatov*, Leningrad, Goshimizdat, 1959.
3-9. **Jupikov, V. A.**, *Filtrirovanie*, izd. 3-e, Moskva, „Himiea“, 1971.
3-10. **Olevskii, V. A.**, *Konstrukții i rasciot mehaniceskih klasifikatorov i ghidroțiklonov*, Moskva, Gosgortehizdat, 1960.
3-11. **Pavarov, A. I.**, *Ghidrorțiklonî*, Moskva, Leningrad, Gosgortehizdat, 1961.
3-12. **Sokolov, V. I.**, *Sovremennîe promîșlennîe țentrifughi*, izd. 2-e, Leningrad „Mașinostroenie“, 1967.
3-13. **Aerov, M. E., Todes, O. M.**, *Ghidravliceskie i teplovie osnovî raboti apparatov so staționarnîm i kipeascim zernistîm sloem.*, Moskva, Leningrad, „Himiea“, 1968.
3-14. **Razumov, I. M.**, *Psevdoojijenie i pnevmotransport*, izd. 2-e, Moskva, „Himiea“, 1972.
3-15. **Ghelperin, N. I., Einstein, V. G., Kvașa, V. B.**, *Osnovi tehniki psevdovijeniea*, Moskva, „Himiea“, 1967.
3-16. **Davidson, J., Harrison, D.**, *Psevdovjijenie* (trad. din l. engl.), Moskva, „Himica“, 1973.
3-17. **Zabrodskii, S. S.** *Visokotemperaturnnie ustanovski s kipeașcim sloem*, Moskva, „Energhiea“, 1971.
3-18. **Cilenov, V. A., Mihailov, N. V.**, *Vibrokipeașcii sloi*, Moskva, „Haijka“, 1972.
3-19. **Seerbacek, Z., Tausk, P.**, *Peremeșivanie v himiceskoi promîșlennosti* (trad. din l. cehă), Leningrad, Goshimizdat, 1963.

3-20. **Strenk, F.** *Peremeşivanie i apparati s mesalkami* (trad. din l. polonă), Leningrad, „Himiea 1975.
3-21. **Lipatov, A. N., Novikov, O. P.,** *Samorozgrujaiusciesea separatori*, Moskva, „Maşinostroenie", 1975.
La cap. 4. Transferul de căldură în aparatura chimică.
4-1. **Miheev, M. A., Miheeva, I. M.,** *Osnovi teploperedaci*, Moskva, „Energhiea", 1973.
4-2. **Kutateladze, S. S.,** *Osnovi teorii teploobmenea*, izd. 4-e, Novosibirsk, „Nauka", 1970.
4-3. **Isacenko, I. P., Osipova, V. A., Sukomel, A. S.,** *Teploperedacea*, izd. 3-e, „Energhiea", 1975.
4-4. **Hobler, T.,** *Teploperedacea i teploobmenniki* (trad. din l. polonă), Leningrad, „Goshimizdat", 1961.
4-5. **Greber G., Erk, S., Grigull, U.,** *Osnovi ucenica o teploobmene* (trad. din l. germană), Moskva, IL, 1958.
4-6. **Iakov, M.,** *Voprosi teploperedaci* (trad. din l. engleză), Moskva, L., 1960.
4-7. **Balaika, B., Sikopa, K.,** *Professi teploobmena v apparatah himiceskoi promişlennosti* (trad. din l. cehă), Moskva, Maşghiz, 1962.
4-8. **Cecetkin, A. V.,** *Visokotemperaturnie teplonositeli*, izd. 3-e, „Energhiea", 1971.
4-9. **Dolinin, N. P.,** *Ustanovki dlea nagreva himiceskoi apparaturi visokotemperaturninie organiceskimi teplonositeleami*, Moskva, Maşghiz, 1963.
4-10. **Petuhov, B. S.,** *Teploobmen i sprotivlenie pri laminarnom tecenie jidkosti v trubah*, Moskva, „Energhiea", 1967.
4-11. **Kutateladze, S. S., Borişanskii, V. M.,** *Spravocinik po teploperedace*, Leningrad—Moskva, „Gosenergoizdat", 1959.
4-12. **Gherasimov, S. G.,** *Teplotehniceskii spravocinik*, Moskva, Leningrad, „Gosenergoizdat", t. I, 1957, t. II, 1958.
4-13. **Vargraftik, N. B.,** *Spravocinik po teplofiziceskim svoistvam gazov i jidkostei*, izd., 2-e, Moskva, „Nauka", 1972.
4-14. **Koşkin, V. K., Kalinin, E. K. ş.a.,** *Nestaţionarnii teploobmen*, Moskva, Leningrad, „Maşinostroenie", 1973.
4-15. **Steidl, H. ş.a.,** *Uvod do proudeni tekutin a sdileni tepla Praha*, „Academia", 1975.
4-16. **Krasnoţekov, E. A., Sukomel, A. S.,** *Zadacinik po teploperedace*, Moskva, Leningrad, „Gosenergoizdat", 1963.
4-17. **Cirkin, V. S.,** *Teploprovodnosti promişlennih materialov. Spravocinoe posobie*, izd. 2-e, Moskva, „Maşghiz", 1962.
4-18. **Ţederberd, N. V.,** *Teploprovodnosti gazov i jidkostei*, Moskva, Leningrad, „Gosenergoizdat", 1963.
4-19. **Grigoriev, V. A. ş.a.,** *Kratkii spravocinik po teploobmennim apparatam*, Moskva, Leningrad, Gosenergoizdat, 1962.
4-20. **Voronţov, E. G., Tananaiko, Iu .M.,** *Teploobmen v jidkostnim pleukam*, Kiev, „Tehnika", 1972.
4-21. **Klimenko, A. P., Kaneţev, G. E,** *Rasciot teploobmennih apparatov na E.B.M.*, Moskva, Leningrad, „Energhiea", 1966.
4-22. * * * *Proektirovanie i optimizaţiea teploobmennih aparatov na E.T.V.M.*, 1—3. Kiev, Inst. Kibernetiki AN, SSSR, 1970.
4-23. **Manikovskii, O. H., Tolcinskii, A. R., Alexandrov, M. B,** *Teploobmennaea apparatura himiceskih proizvodstv*, Leningrad, „Himiea", 1976.
La cap. 5. Evaporare. Cristalizare.
5-1. **Tiscenko, I. A.,** *Rasciot mnogokorpusnogo viparnogo apparata*, ONTI, 1938.
5-2. **Cernobilskii, I. I.,** *Viparniie ustanovki*, Kiev, „Visşaia şkola", 1970.
5-3. **Kolaci, T. A., Radun, D. V.,** *Viparniie stanţii*, Moskva, Maşghiz., 1963.
5-4. **Planovskii, A. N, Nikolaev, P. I.,** *Tipovoi rasciot treohkorpusnoi viparnoi ustanovski*, MIXM, 1954.
5-5. **Nepenin, Iu, N.,** *Professi i apparati himiceskoi tehnologhii. Rukovodstvo k kursovomu proektirovaniu*, Leningrad, VZLTI, 1956.
5-6. **Taubman, E I.,** *Rasciot i modelirovanie viparnih ustanovok*, Moskva, „Himiea", 1970.
5-7. * * * *Apparati viparnie. Katalog-spravocinik*, Ukr. NII himias, Moskva, „Himiea", 1970.
5-8. **Matusevici, L. N.,** *Cristallizaţiea iz restvorov himiceskoi promişlennosti*, Moskva, „Himiea" 1968.

5-9. **Udima, P. G.,** *Apparati s pogrujnimi gorelkami*, Moskva, „Maşinostroenie", 1965.
5-10. **Bemfort, A. V.,** *Promişlennaia kristallizaţiea* (trad. din l. engleză), Moskva, „Ximiea", 1969.
La cap. 6. Bazele transferului de masă. Absorbţia.
6-1. **Kafarov, V. V.,** *Osnovi massoperedaci*, izd. 2-e, Moskva, „Visşaia şkola", 1972.
6-2. **Ramm, V. M.,** *Absorbţia gazov*, Moskva, „Himiea", 1966.
6-3. **Hobler, T.,** *Massoperedacea i absorbţiea* (trad. din l. polonă), Leningrad, „Himiea", 1964.
6-5. **Kogan, V. B., Fridman, V. M., Kafarov, V. V.,** *Ravnovesie mejdu jidkostin i parom*, kn. 1—2, Moskva, Leningrad, „Nauka", 1966.
6-6. **Treybal, R. E,** *Mass-transfer Operations*, 2 unded., Mc. Graw-Hill Book Co, 1968.
La cap. 7. Distilarea şi rectificarea.
7-1. **Bagaturov, S. A.,** *Osnovi teorii i rasciota peregonki i rektificaţii*, izd. 2-e, Moskva „Himiea", 1974.
7-2. **Aleksandrov, I. A.,** *Rektifikaţionnie i absorbţionnie apparati*, izd. 2-e, Moskva, „Himiea", 1971.
7-3. **Stabnikov, V. N.,** *Rektificaţionnie apparati*, Moskva, „Maşinostroenie", 1965.
7-4. **Stabnikov, V. N.,** *Peregonka i rektifikaţiea spirta*, Moskva, Pisceprомizdat, 1962.
7-5. **Kasatkin, A. G., Planovskii, A. N., Cehov, O. S.,** *Rasciot talericeatnih rektifikaţionnih i absorbţionnih apparatov*, Standardghiz, 1961.
7-6. **Südre, E. K., Teare, E. N., Mikkal, V. Ia,** *Distilleaţiea*, Leningrad, „Himiea", 1971.
7-7. **Kogan, V. B.,** *Azeotropnaia i ekstraktivnaia rektifikaţiea*, Leningrad, „Himiea", 1971.
7-8. **Platonov, V. M., Bergo, B. G.,** *Razdelenie mnogokomponentnih smesei*, Moskva, „Himiea", 1965.
7-9. **Stabnikov, V. N.,** *Rasciot i konstruirovanie kontaktnih ustroistv rektifikaţionnih i absorbţionnih apparatov*, Kiev, „Tehnika", 1970.
7-10. **Ziolkowski, Z.,** *Destylacja i rektyfikacji w prezemysle chemiczmym*, Warszawa, Wydawnictwa maukowotechn., 1966.
7-11. **Kirschbaum, E.,** *Destillier-und Rektifiziertechnik* IV Aujl. Berlin, Springer Verlag, 1969.
7-12. * * * *Kolonnie apparati iz stali i ciuguna. Otraslevie normali.* NIIX immaş., 1964.
La cap. 8. Extracţia.
8-1. **Ziuklovskii, Z.,** *Jidkostnaia extrakţiea v himiceskoi promişlennosti* (trad. din l. polonă), Leningrad, „Goshimizdat", 1963.
8-2. **Alders, L.,** *Jidkostnaia extracţiea*, (trad. din l. engleză), izd 2-e, Moskva, „Izdatinlit", 1962.
8-3. **Treybal, R.,** *Jidkostnaia extracţiea* (trad. din l. engleză), Moskva, „Himiea", 1966.
8-4. **Hanson, K.,** *Poslednie dostijeniea v oblasti jidkostnoi extracţii* (trad. din l. engleză), Moskva, „Himiea", 1974.
8-5. * * * *Jidkostnaia extracţiea (Teoriea i praktika) Sbornik statei.*, Moskva, „Goshimizdat", 1958.
8-6. **Braunstein, B. I., Jelezneak, A. S.,** *Fizico-himiceskie osnovi jidkostnoi extrakţii*, Moskva, Leningrad, „Himiea", 1966.
8-7. **Axelrod, G. A., Liseanskii, V. M.,** *Extraghirovanie. Sistema tveordoe telo. jidkosti.*, Leningrad, „Himiea", 1974.
La cap. 9. Adsorbţia.
9-1. **Timofeev, D. P.,** *Kinetika adsorbţii*, Moskva, Izd. AN SSSP, 1962.
9-2. **Romankov, D. G., Lepilin, V. N.,** *Nepreriovnaia adsorbţiea parov i gazov*, Leningrad, „Himiea", 1968.
9-3. **Şerpionova, E. N.,** *Promişlennaia adsorbţia gazov i parov*, izd. 2-e, Moskva, „Visşaia şkola", 1969.
9-4. **Nikolaevskii, K. M.,** *Proiektirovanie rekuperaţii letucih rastvoritelei s adsorberami periodiceskogo deistviea.*, Moskva, „Oboronghiz", 1961.
9-5. **Sokolov, V. A., Toroceşnikov, N S., Kelltev, N. V.,** *Molekulearnie sita i ih primenenie*, Moskva, „Himiea", 1964.
9-6. **Koralikov, N. M.,** *Teoreticeskie osnovi ionoobmennoi tehnologhii*, Rigo, „Liesma", 1968.
La cap. 10. Uscarea.

10-1. Likov, A. V., *Teplo- i massoobmen v professah suşki*, Moskva, Leningrad, „Gosenergoizdat", 1956.
10-2. Luric, M. Iu., *Suşilinoe delo*, izd. 2-e, Moskva, Leningrad, „Gosenergoizdat", 1948.
10-3. Lebedev, P. D., *Rasciot i proektirovanie suşlinîh ustanovok*, Moskva, Leningrad, „Gosenergoizdat", 1963.
10-4. Ghinzburg, A. S., *Osnovî teorii i tehniki suski piscevîh produktov*, Moskva, „Pisc. prom.", 1973.
10-5. Krischer, O., *Naucinie osnovî tehniki suşki* (trad. din l. germ.), Moskva, IL, 1961.
10-6. Romankov, P. G., Rascovskaia, N. B., *Suşka vo vzveşnom sostoeanii*, izd. 2-e, Leningrad, „Himiea", 1968.
10-7. Likov, M. B , Lecncik, B. I., *Raspîlitelinie suşilki*, Moskva, „Maşinostroenie", 1966.
10-8. Ghingzburg, A. S., *Infrakrasnaia suşka v piscevoi promîşlennosti*, Moskva, „Pisc. prom", 1966.
10-9. Likov, M. V. *Suska v himiceskoi promîşlennosti*, Moskva, „Himiea", 1970.
10-10. Krasnikov, V. V., *Konvektivnaia suşka*, Moskva, „Energhiea", 1973.
10-11. Muştaev, V. I., Efimov, M. G., Uleanov, V. M., *Teoriea i rasciot suşilinih professov*, Moskva, MIHM, 1974.

La cap. 11. Răcirea moderată şi înaintată.

11-1. * * * *Holodilnie maşinî*, Moskva, „Pisc. prom.", 1973.
11-2. Komarov, N. S., *Holod.*, izd. 5-e, „Ghizlegpisceprom.", 1953.
11-3. Kocetkov, N. D., *Holodilinaia tehnika.*, Moskva, „Maşinostroenie", 1966.
11-4. Komarov, N. S., *Spravocinik holodilişcika*, izd. 2-e, „Maşchiz", 1962.
11-5. Budneviei, S. F., *Professi glubokogo ohlajde niea*, Moskva, Leningrad, „Maşinostroenie", 1966.
11-6. Rosenfe.a, L. M., Tcacev, A. G., Gureviei, E S., *Primeri i rasciotî holodilinîh maşin i apparatov*, Moskva, „Gostorghizdat", 1960.
11-7. Fastovskii, V. G., *Razdelenie gazovîh smesei*, Moskva, Leningrad, „Gostehizdat", 1947.
11-8. Malkov, M. P., Danilov, I. B ş.a., *Spravocinik po fiziko-tehniceskim osnovam glubokogo ohlajdeniea*, Moskva—Leningrad, „Gosenergoizdat", 1963.
11-9. Ghelperin, N. I., *Cpravocinic po razdeleniiu gazovîh smesei metodom glubocogo ohlajdeniea*, izd. 2-e, Moskva, Goshimizdat, 1963.
11-10. * * * *Holodilinaea tehnika*, Enţiklopediceskii, spravocinik, Moskva, Gostorghizdat, t. I, 1960 ; t. II, 1961.

ANEXE

Tabele

Tabelul I

Masele atomice ale unor elemente

Denumirea	Simbol	Masa atomică	Denumirea	Simbol	Masa atomică
Aluminiu	Al	26,98	Cripton	Kr	83,8
Argint	Ag	107,87	Litiu	Li	6,94
Argon	Ar	39,95	Magneziu	Mg	24,31
Arsen	As	74,92	Mangan	Mn	54,94
Aur	Au	197	Mercur	Hg	200,6
Azot	N	14,007	Molibden	Mo	95,94
Bariu	Ba	137,34	Nichel	Ni	58,7
Beriliu	Be	9,01	Oxigen	O	16
Bismut	Bi	209	Platină	Pt	195,1
Bor	B	10,81	Plumb	Pb	207,2
Brom	Br	79,9	Potasiu	K	39,1
Cadmiu	Cd	112,4	Radiu	Ra	226
Calciu	Ca	40,08	Siliciu	Si	28,09
Carbon	C	12,01	Sodiu	Na	22,99
Clor	Cl	35,45	Staniu	Sn	118,7
Cobalt	Co	58,93	Stibiu	Sb	121,75
Crom	Cr	52	Stronţiu	Sr	87,62
Cupru	Cu	63,55	Sulf	S	32,06
Fer	Fe	55,85	Titan	Ti	47,9
Fluor	F	19	Uraniu	U	238,03
Fosfor	P	30,97	Vanadiu	V	50,94
Heliu	He	4,003	Xenon	Xe	131,3
Hidrogen	H	1,008	Zinc	Zn	65,38
Iod	I	126,9			

Tabelul II

Densitatea materialelor solide

Material	Densitatea, kg/m^3	Densitatea în vrac, kg/m^3	Material	Densitatea, kg/m^3	Densitatea în vrac, kg/m^3
1	2	3	1	2	3
Alabastru	2 500	—	Ciment	2 900	—
Antracit	1 600	—	Cocs	1 500	500
Apatită	3 190	1 850	Cretă bulgări	2 200	1 300
Argilă uscată	—	1 330	Cuarţ	2 650	1 500
Azbest	2 600	—	Email	2 350	—
Beton	2 300	—	Faolit	1 730	—
Calcar	2 650	1 800	Fosforit	—	1 600
Caolin	2 200	—	Granit	2 700	—
Cauciuc	930	—	Huilă	1 350	800
Cenuşă	2 200	680	Mangal	1 450	200
Ceramică antiacidă	2 600	—	Marmură	2 600	—
Cărămidă	1 500	—	Nisip uscat	1 500	1 200

Tabelul II (continuare)

1	2	3	1	2	3
Pămînt uscat	1 800	1 300	Viniplast	1 380	—
Parafină	900	—	Ghips cristalizat	2 240	1 300
Paronit	1 200	—	**Metale**		
Piatră turnată	3 000	—			
Piele uscată	860	—	Alamă	8 500	—
Pin	500	—	Aluminiu	2 700	—
Pirită	5 000	3 300	Cupru laminat	8 800	—
Plută	240	—	Fontă cenușie	7 250	—
Potasă	2 260	—	Oțel	7 850	—
Rășină	1 500	—	Plumb	11 400	—
Sare gemă	2 350	1 020			
Silitră	2 260	1 200	**Materiale refractare**		
Sodă cristalizată	1 450	800	Cărămidă dinas	1 900	—
Sticlă	2 500	—	Magnezită	2 900	—
Textolit	1 380	—	Șamotă	1 900	—

Tabelul III

Densitatea cîtorva lichide la 0—20°C

Lichidul	Densitatea kg/m^3	Lichidul	Densitatea, kg/m^3
Acid azotic 92%	1 500	Sulfură de carbon	1 290
Amoniac 26%	910	Acid sulfuric 98%	1 830
Anilină	1 040	Acid sulfuric 60%	1 500
Acetonă	810	Acid sulfuric 30%	1 220
Benzină	760	Acid clorhidric 30%	1 150
Alcool butilic	810	Acid clorhidric fumans	1 210
Benzen	900	Toluen	870
Apă	1 000	Acid acetic 100%	1 060
Glicerină 100%	1 270	Acid acetic 70%	1 070
Glicerină 80%	1 130	Acid acetic 30%	1 040
Dicloretan	1 250	Fenol topit	1 060
Eter etilic	710	Clorbenzen	1 130
Sodă caustică, 10%	1 110	Clorură de calciu, 25%	1 195
Sodă caustică 30%	1 330	Clorură de sodiu, 25%	1 189
Petrol lampant	850	Cloroform	1 530
Xilol	880	Tetraclorură de carbon	1 630
Păcură	890—950	Acetat de etil	900
Alcool metilic, 100%	800	Clorură de etil	1 280
Alcool metilic 90%	820	Alcool etilic, 100%	790
Alcool metilic 30%	950	Alcool etilic, 70%	850
Acid formic	1 240	Alcool etilic, 40%	920
Naftalină topită	1 100	Alcool etilic, 10%	980
Țiței	790—950	Mercur	13 600
Nitrobenzen	1 200		

Tabelul IV

Densitatea lichidelor organice (în kg/m^3) în funcție de temperatură

Lichidul	Temperatura, °C 0	20	40	60	80	100	120	140	160	180
Anilină	1 037	1 023	1 007	990	972	952	933	914	896	878
Acetonă	813	791	767	745	721					
Benzen	900	879	858	836	815	793	769	744	719	691
n-Hexan	677	660	641	622	602	581	559	534	506	475
Glicerină	1 267	1 259	1 250	1 238	1 224	1 208	1 188	1 163	1 126	
m-Xilol	882	865	847	831	813	796	777	759		
Alcool metilic	810	792	774	756	736	714	690	664	634	598
Alcool propilic	819	804	788	770	752	733	711	688	660	629
Alcool etilic	806	790	772	754	735	716	693	663	633	598
Toluen	885	866	847	829	810	791	773	754		
Acid formic		1 049	1 028	1 006	984	960	936	909	883	856
Tetraclorură de carbon	1 634	1 595	1 555	1 517	1 477	1 435	1 391	1 344	1 297	1 247
Eter etilic	736	714	689	666	640	611	576	539	495	

Tabelul V

Proprietățile fizice principale ale unor gaze

Denumirea	Formula	Densitatea la 0°C și 760 mm Hg, kg/m^3	Masa moleculară	Constanta gazelor J/(kg·K)	$k = \frac{c_p}{c_v}$	Temperatura de fierbere la 760 mm Hg, °C	Căldura latentă de evaporare la 760 mm Hg, kJ/kg	Punctele critice: Temperatura, °C	Punctele critice: Presiunea (absolută) ata
Azot	N_2	1,25	28	297	1,40	−195,8	199,1	−147,1	[illegible]
Amoniac	NH_3	0,77	17	488	1,29	−33,4	1 374	+132,4	111,5
Argon	Ar	1,78	39,9	209	1,66	−185,9	163	−122,4	48,00
Acetilenă	C_2H_2	1,171	26,0	320	1,24	−83,7	830	+35,7	61,6
Aer	—	1,293	(29,0)	287	1,40	−195	197	−140,7	37,2
Benzen	C_6H_6	—	78,1	106	1,1	+80,2	394	+288,5	47,7
Butan	C_6H_{10}	2,673	58,1	143	1,08	−0,5	387	+152	37,5
Bioxid de azot	NO_2	—	46,0	181	1,31	+21,2	712	+158,2	100,00
Bioxid de sulf	SO_2	2,93	64,1	130	1,25	−10,8	394	+157,5	77,78
Bioxid de carbon	CO_2	1,98	44,0	189	1,30	−78,2	574	+31,1	72,9
Clor	Cl_2	3,22	70,9	117	1,36	−33,8	306	+144,0	76,1
Clorură de metil	CH_3Cl	2,3	50,5	165	1,28	−24,1	406	+148	66,0
Etan	C_2H_6	1,36	30,1	277	1,20	−88,5	486	+32,1	48,85
Etilenă	C_2H_4	1,26	28,1	297	1,20	−103,7	482	+9,7	50,7
Heliu	He	0,179	4,0	2 080	1,66	−268,9	19,5	−268,0	2,26
Hidrogen	H_2	0,0899	2,02	4 130	1,407	−252,8	455	−239,9	12,80
Hidrogen sulfurat	H_2S	1,54	34,1	244	1,30	−60,2	549	+100,4	188,9
Metan	CH_4	0,72	16,0	519	1,31	−161,6	511	−82,15	45,6
Oxigen	O_2	1,429	32	260	1,40	−183,0	213	−118,8	49,71
Pentan	C_5H_{12}	—	72,2	115	1,09	+36,1	360	+197,1	33,0
Propan	C_3H_8	2,02	44,1	189	1,13	−42,1	427	+95,6	43
Propilenă	C_3H_6	1,91	42,1	198	1,17	−47,7	440	+91,4	45,4
Oxid de carbon	CO	1,25	28,0	297	1,40	−191,5	212	−140,2	34,53

Tabelul VI

Viscozitatea dinamică a apei

Temperatura, °C	Viscozitatea dinamică, mPa·s (cP)	Temperatura, °C	Viscozitatea dinamică mPa·s(cP)	Temperatura, °C	Viscozitatea dinamică mPa·s(cP)
0	1,792	33	0,7523	67	0,4233
1	1,731	34	0,7371	68	0.4174
2	1,673	35	0,7225	69	0,4117
3	1,619	36	0,7085	70	0,4061
4	1,567	37	0,6947	71	0,4006
5	1,519	38	0,6814	72	0,3952
6	1,473	39	0,6685	73	0,3900
7	1,428	40	0,6560	74	0,3849
8	1,386	41	0,6439	75	0,3799
9	1,346	42	0,6321	76	0,3750
10	1,308	43	0,6207	77	0,3702
11	1,271	44	0,6097	78	0,3655
12	1,236	45	0,5988	79	0,3610
13	1,203	46	0,5883	80	0,3565
14	1,171	47	0,5782	81	0.3521
15	1,140	48	0,5683	82	0,3478
16	1,111	49	0,5588	83	0,3436
17	1,083	50	0,5494	84	0 3395
18	1,056	51	0 5404	85	0 3355
19	1,030	52	0 5315	86	0 3315
20	1,005	53	0 5229	87	0 3276
20,2	1,000	54	0 5146	88	0,3239
21	0,9810	55	0,5064	89	0,3202
22	0,9579	56	0,4985	90	0.3165
23	0,9358	57	0,4907	91	0.3130
24	0,9142	58	0,4832	92	0,3095
25	0,8937	59	0,4759	93	0.3060
26	0,8737	60	0,4688	94	0,3027
27	0,8545	61	0,4618	95	0,2994
28	0,8360	62	0,4550	96	0,2962
29	0.8180	63	0,4483	97	0,2930
30	0,8007	64	0,4418	98	0,2899
31	0,7840	65	0,4355	99	0.2868
32	0.7679	66	0.4293	100	0.2838

Tabelul VII

Viscozitatea dinamică a glicerinei

Temperatura, °C	Viscozitatea dinamică, mPa·s(cP)	Temperatura, °C	Viscozitatea dinamică mPa·s(cP)
0	12 100	70	59
5	7 050	80	35
10	3 950	90	21
15	2 350	100	13
20	1 480	120	5,2
30	600	140	1,8
40	330	160	1,0
50	180	180	0,45
60	102	200	0,22

Tabelul VIII

Viscozitatea dinamică a cîtorva soluţii apoase

Substanţa dizolvată	Concentraţia, % masă	Temperatura, °C: 0	20	30	40	60
		Viscozitatea dinamică, η. 10⁵ Pa·s				
NaOH	5	—	1,3	1,05	0,85	—
	15	—	2,78	2,10	1,65	—
	25	—	7,42	5,25	3,86	—
NaCl*	5	1,86	1,07	0,87	0,71	0,51
	15	2,27	1,36	1,07	0,89	0.64
	25	3,31	1,89	—	—	—
$NaNO_3$	10	—	1,07	0,88	0,72	0,54
	20	—	1,18	1,03	0,86	0.62
	30	—	1,33	1,3	1,07	0,79
Na_2CO_3	10	—	1,74	1,38	1,1	—
	20	—	4,02	2,91	2,25	—
	30	—	—	8.35	5,6	—
KOH	10	—	1,23	1,0	0,83	—
	20	—	1,63	1,33	1,11	—
	30	—	2,36	1,93	1.57	—
KCl	5	1,7	0.99	0,8	0.66	0,48
	15	1,58	1.0	0.83	0.69	0.52
	20	—	1.02	0,85	0.72	0,54
KNO_3	5	1,68	0,98	0,8	0,66	0.49
	15	—	0,98	0,8	0,69	0,51
	30	—	—	0.89	—	—
NH_4NO_3	10	1,58	0,96	0 79	0,66	0.5
	30	1,51	1,0	0.84	0,73	0,57
	50	—	1,33	1.14	0.99	0.77
$MgCl_2$	10	2,8	1,5	—	—	—
	20	5,3	2,7	—	—	—
	35	19,3	10,1	—	—	—
$CaCl_2$**	10	2,17	1,27	—	—	—
	20	3,14	1,89	—	—	—
	35	8,9	5,1	—	—	—

* Vezi şi tabelul L
** Vezi şi tabelul LI

Tabelul IX

Constantele atomice ale viscozităţii

Atomii	H	O	N	Cl	Br	I	C
Constanta atomică, n	2,7	29,7	37,0	60,0	79 0	110,0	50,2

Tabelul X

Corecţii la constantele atomice ale viscozităţii

Nr.	Caracterul legăturii şi al grupărilor	p
1	Legatură dublă	−15,5
2	Inel cu cinci atomi de carbon	−24,0
3	Inel cu şase atomi de carbon	−21,0
4	Catena laterală a inelului cu 6 atomi de carbon:	
	— masa moleculară <17	−9,0
	— masa moleculară >16	−17,0
5	Aşezare în poziţii orto şi para ale substituenţilor secundari	+3,0
6	Aşezare în poziţie meta a substituenţilor secundari	+1,0
7	$R_2CH-CHR_2$	+8,0
8	$R-C(R)(R)-R$	+13,0
9	$R-C(=O)H$	+16,0
10	$R-C(=O)CH_3$	+5,0
11	$-CH=CHCH_2X$ (X — grupă negativă)	+4,0
12	R_2CH-X (X — grupă negativă)	+6,0
13	OH	+24,7
14	COO	−19,6
15	COOH	−7,9
16	NO_2	−16,4

−y	μ, cP
0,2	
0,19	0,45
0,18	
0,17	
0,16	0,50
0,15	
0,14	0,55
0,13	
0,12	
0,11	0,60
0,10	
0,09	0,65
0,08	
0,07	0,70
0,06	0,75
0,05	
0,04	0,80
0,03	0,85
0,02	0,90
0,01	0,95
−0	1,0

+y	μ, cP
	4,0
0,2	3,75
0,19	3,35
0,18	3,25
0,17	3,0
0,16	2,75
0,15	2,55
0,14	
0,13	2,25
0,12	
	2,0
0,11	1,90
0,10	1,80
0,09	1,70
0,08	1,60
0,07	1,50
0,06	1,40
0,05	1,30
0,04	
0,03	1,20
0,02	1,10
0,01	1,05
0	1,0

Tabelul XI

Valoarea $\sqrt{M \cdot T_K}$ pentru cîteva gaze

Gazul	M	T_K, K	$\sqrt{M \cdot T_K}$
Vapori de apă	18	647	108
Aer	29	132,7	61,9
Bioxid de carbon	44	304	115,5
Azot	28	126	59,5
Oxigen	32	154	70,2
Hidrogen	2	33	8,13
Oxid de carbon	28	134	61,4
Metan	16	190	55,1
Etilenă	28	283	89,0
Etan	30	305	95,6
Propan	44	370	128
Butan	58	426	157
Pentan	72	470	184
Hexan	86	508	209

Tabelul XII

Valorile medii ale rugozităţii conductelor

Conducte	e, mm
Ţevi din oţel trase şi sudate, la coroziune neînsemnată	0,2
Ţevi din oţel, vechi şi ruginite	0,67 şi mai mult
Ţevi din oţel de acoperire, impregnate cu ulei de in fiert	0,125
Ţevi de fontă pentru apă, care au fost utilizate	1,4
Ţevi tehnice netede din aluminiu	0,015 —0,06
Ţevi trase, curate, din alamă, cupru sau plumb; ţevi de sticlă	0,0015—0,01
Ţevi de beton, suprafaţă bună netezită prin frecare	0,3—0,8
Ţevi din beton, suprafaţă grosieră, cu asperităţi	3—9
Conducte pentru petrol la condiţii medii de exploatare şi conducte pentru abur saturant	0,2
Conducte pentru abur, cu funcţionare periodică	0,5
Conducte de are comprimat de la compresoare	0,8
Conducte pentru condensat, cu funcţionare periodică	1,0

Tabelul XIV

Valorile diametrului echivalent şi ale coeficientului *A* în regim laminar pentru diferite secţiuni

Forma secţiunii	d_e	A
Cerc cu diametrul *d*	*d*	64
Pătrat cu latura *a*	*a*	57
Triunghi echilateral cu latura *a*	0,58*a*	53
Inel cu lăţimea *a*	2*a*	96
Dreptunghi cu laturile *a* şi *b*:		
$\frac{a}{b} \approx 0$	2*a*	96
$\frac{a}{b} = 0,1$	1,81*a*	85
$\frac{a}{b} = 0,25$	1,60*a*	73
$\frac{a}{b} = 0,5$	1,30*a*	62
Elipsă *a* — semiaxa mică, *b* — semiaxa mare:		
$\frac{a}{b} = 0,1$	1,55*a*	78
$\frac{a}{b} = 0,3$	1,40*a*	73
$\frac{a}{b} = 0,5$	1,30*a*	68

Tabelul XV

Coeficienţii de debit ai diafragmelor

$Re = \frac{wd\rho}{\eta}$	m							
	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7
5 000	0,6032	0,6110	0,6341	—	—	—	—	—
10 000	0,6026	0,6092	0,6261	0,6530	0,6890	0,7367	0,7975	—
20 000	0,5996	0,6050	0,6212	0,6454	0,6765	0,7186	0,7753	0,8540
30 000	0,5990	0,6038	0,6187	0,6403	0,6719	0,7124	0,7650	0,8404
50 000	0,5984	0,6032	0,6168	0,6384	0,6666	0,7047	0,7553	0,8276
100 000	0,5980	0,6026	0,6162	0,6359	0,6626	0,6992	0,7472	0,8155
400 000	0,5978	0,6020	0,6150	0,6340	0,6600	0,6950	0,7398	0,8019

d — diametrul interior al ţevii, m; *w* — viteza medie a lichidului sau gazului în ţeavă, m/s; d_0 — diametrul orificiului normal al diafragmei, m; $m = (d_0/d)^2$.

Coeficienţii rezistenţelor locale

Tipul de rezistenţă	Valoarea coeficientului rezistenţei locale
Intrare în ţeavă	Cu colţuri ascuţite: $\xi = 0,5$ Cu colţuri rotunjite: $\xi = 0,2$
Ieşire din ţeavă	$\xi = 1$

Diafragmă (orificiu) cu margini ascuţite în ţeavă dreaptă

$$m = \left(\frac{d_{orif}}{D}\right)^2$$

d_{orif} — diametrul orificiului diafragmei, m;
δ — grosimea diafragmei, m;
w_{orif} — viteza medie în orificiu, m/s;
w_t — viteza medie în ţeavă, m/s;
D — diametrul ţevii, m

Pentru $\frac{\delta}{d_{orif}} = 0 \div 0,015$ pierderea de presiune $\Delta p = \xi \frac{\rho \cdot w_t^2}{2}$

Valoarea ξ se determină din tabelul:

m	0,02	0,04	0,06	0,08	0,1	0,12	0,14	0,16	0,18	0,20	0,22
ξ	7 000	1 670	730	400	245	165	117	86.0	65,6	51,5	40,0

m	0,24	0,26	0,28	0,30	0,34	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90
ξ	32,0	26,8	22.3	18,2	13,1	8,25	4.00	2,00	0,97	0,42	0,13

Curbă sau ramificaţie de secţiune rotundă (patrată)

d — diametrul interior al ţevii, m;
R_0 — raza de curbură a ţevii, m

Coeficientul de rezistenţă $\xi = A \cdot B$ se determină din tabel:

Unghiul φ, grade	20	30	45	60	90	110	130	150	180
A	0,31	0,45	0,6	0,78	1,0	1,13	1,20	1,28	1,40

R_0/d	1,0	2,0	4,0	6,0	15	30	50
B	0,21	0,15	0,11	0,09	0,06	0,04	0,03

Cot de 90°, standardizat, din fontă

Trecerea nominală, mm	12,5	25	37	50
ξ	2,2	2	1,6	1,1

Ventil normal

Valoarea ξ la deschiderea completă a ventilului

D, mm	13	20	40	80	100	150	200	250	350
ξ	10,8	8,0	4,9	4,0	4,1	4,4	4,7	5,1	5,5

Tipul de rezistență	Valoarea coeficientului rezistenței locale ξ

Ventil pentru echicurent

Pentru $\mathrm{Re} = \frac{w \cdot D}{\nu} \geqslant 3 \cdot 10^5$ valoarea ξ se determină din tabel:

D, mm	25	38	50	65	76	100	150	200	250
ξ	1,04	0,85	0,79	0,65	0,60	0,50	0,42	0,36	0,32

Pentru $\mathrm{Re} < 3 \cdot 10^5$ coeficientul de rezistență $\xi = \xi_l \cdot K$
Valoarea ξ_l se determină ca și la $\mathrm{Re} \geqslant 3 \cdot 10^5$, iar valoarea K este dată în tabel:

Re	5 000	10 000	20 000	50 000	100 000	200 000	300 000
K	1,40	1,07	0,94	0,88	0,91	0,93	1

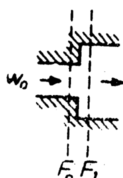
Robinet de probă

Trecerea nominală, mm	13	19	25	32	38	50 și mai mult
ξ	4	2	2	2	2	2

Vană

Trecerea nominală, mm	15–100	175–200	300 și mai mult
ξ	0,5	0,25	0,15

Lărgire bruscă



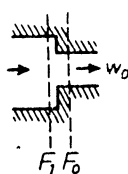
F_0 — aria secțiunii minime, m²;
w_0 — viteza curentului în secțiunea minimă, m/s;
F_1 — aria secțiunii maxime, m²

$$\mathrm{Re} = \frac{w_0 \cdot d_e}{\nu}$$

$$\Delta p_{largire} = \xi \frac{\rho \cdot w_0^2}{2}$$

$\mathrm{Re} = \frac{w_0 \cdot d_e}{\nu}$	F_0/F_1 = 0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1
100	1,70	1,40	1,20	1,10	0,90	0,80
1 000	2,0	1,60	1,30	1,05	0,90	0,60
3 000	1,00	0,70	0,60	0,40	0,30	0,20
3 500 și mai mult	0,81	0,64	0,50	0,36	0,25	0,16

Îngustare bruscă



F_0 — aria secțiunii minime, m²;
w_0 — viteza curentului în secțiunea minimă, m/s;
F_1 — aria secțiunii maxime, m²

$$\mathrm{Re} = \frac{w_0 \cdot d_e}{\nu}$$

$$\Delta p_{ingustare} = \xi \frac{\rho \cdot w_0^2}{2}$$

$\mathrm{Re} = \frac{w_0 \cdot d_e}{\nu}$	F_0/F_1 = 0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0
100	1,30	1,20	1,10	1,00	0,90	0,80
1 000	0,64	0,50	0,44	0,35	0,30	0,24
10 000	0,50	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20
>10 000	0,45	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20

Tabelul XVI

Valorile coeficientului de corecție K

Diametrul țevii, m	m = 0,1	m = 0,2	m = 0,3	m = 0,4	m = 0,5	m = 0,6	m = 0,7
0,05	1,0037	1,0063	1,0082	1,0118	1,0144	1,0172	1,02
0,10	1,0024	1,0045	1,0064	1,0065	1,0108	1,013	1,0148
0,20	1.0017	1.0023	1.0034	1.004	1,0052	1,006	1,007
0,30	1,0005	1.001	1.001	1,001	1,001	1,001	1,001

$$m = \left(\frac{d_0}{d}\right)^2$$

Tabelul XVII

Caracteristica umpluturilor scruberelor

Tipul umpluturii	Diametrul elementelor umpluturii, mm	Numărul de elemente la 1 m³ volum de umplutură	Volumul liber, m³/m³	Suprafața specifică, m²/m³	Masa a 1 m³ umplutură, kg
Inele de porțelan	8 × 8 × 1,5	1 465 000	0,64	570	600
Inele ceramice	15 × 15 × 2	250 000	0,70	330	690
Inele ceramice	25 × 25 × 3	53 000	0,74	204	532
Inele ceramice	35 × 35 × 4	20 200	0,78	140	505
Inele ceramice	50 × 50 × 5	6 000	0,785	87,5	530
Inele de fier	35 × 35 × 2.5	19 000	0.83	147	—
Inele de fier	50 × 50 × 1	6 000	0.95	110	430
Pietriș rotund	42	14 400	0,388	80,5	—
Andezit bucăți	43,2	12 600	0,565	68	1 200
Cocs bucăți	42,6	14 000	0.56	77	455
Cocs bucăți	40.8	15 250	0.545	86	585
Cocs bucăți	28,6	27 700	0.535	110	660
Cocs bucăți	24,4	61 800	0,532	120	600
Catalizator pentru sinteza amoniacului în bucăți	6.1	5 200 000	0,465	960	2 420
Catalizator pentru conversia CO în tablete	d = 11.5; h = 6	1 085 000	0,38	460	1 100
Catalizator de vanadiu pentru acid sulfuric în tablete	d = 11; h = 6.5	1 000 000	0.43	415	614

Tabelul XVIII

Caracteristica umpluturilor din lemn (șipci din lemn)

Secțiunea șipcii	Dimensiunile secțiunii transversale, mm	Distanța dintre șipci, mm	Distanța între rîndurile de șipci, mm	Suprafața specifică, m²/m³
Dreptunghiulară	12,5 × 100	25,0	20	50
	12,5 × 100	12,5	20	75
	12,5 × 100	10,0	20	89
Triunghiulară	30 × 30 × 30	30	12.5	78

Tabelul XIX

Dependența presiunii atmosferice de altitudine

Altitudinea, m	−600	0	+100	200	300	400	500	600	700	800	900	1 000	1 500
Presiunea atmosferică, m H_2O	11,3	10.3	10,2	10,1	10,0	9,8	9,7	9,6	9,5	9,4	9,3	9,2	8,6

Tabelul XX

Înălțimea admisibilă de aspirație (în m) la pomparea apei

Turația pompei, rot/min	Temperatura apei, °C						
	0	20	30	40	50	60	70
50	7	6,5	6	5,5	4	2,5	0
60	6,5	6	5,5	5	3,5	2	0
90	5,5	5	4,5	4	2,5	1	0
120	4,5	4	3.5	3	1,5	0,5	0
150	3,5	3	2,5	2	0,5	0	0
180	2,5	2	1,5	1	0	0	0

Tabelul XXI

Valorile constantelor c și m pentru diferite tipuri de agitatoare

Tipul agitatorului	Caracteristica geometrică			Valorile constantelor		Observații
	H_0/d	D/d	h/d	c	m	
Cu două palete	2	2	0,36	111,0	1,0	Re < 20
				14,35	0,31	$Re = 100 - 5 \cdot 10^4$
Cu două palete	3	3	0,33	6,8	0,2	
Cu două palete sub un unghi de 45°	3	3	0.33	4,05	0,2	
Cu patru palete	3	3	0,33	8,52	0,2	
Cu patru palete inclinate în sus cu 45°	3	3	0,33	5,05	0,2	
Cu patru palete inclinate în sus cu 60°	3	3	0,33	6,30	0,18	
Ancoră cu două palete	1,11	1,11	0,11	6,2	0,25	
Ancoră cu patru palete	1,11	1,11	0,11	6,0	0,25	
Elice cu două palete cu înclinare de 22,5°	3	3	0,33	0,985	0,15	
Elice cu trei palete cu înclinare d	3,5	3,8	1	230	1,67	Re < 30
				4,63	0,35	$Re < 3 \cdot 10^3$
				1,19	0,15	$Re > 3 \cdot 10^3$
Turbină cu trei palete cu deschidere centrală de 37 mm	3	3	0,33	3,90	0,2	
Turbină cu șase palete cu aparat de dirijare	1,78	2.4	0.25	5,98	0,15	

Tabelul XXII

Tensiunea superficială a lichidelor
Transformarea în SI : 1 dyn/cm – 10^{-3} N/m

Lichidul	Temperatura, °C	Tensiunea superficială, dyn/cm	Formula relației $\sigma_t = f(t)$
Acetonă	0	26,2	
	20	23,7	
	40	21,2	
	60	18,6	
Acetat de etil	20	23,9	
Acid acetic	20	27,8	
Acid formic	17	37,5	
	80	30,8	
Alcool etilic	0	24,1	$\sigma_t = \sigma_0 - 0{,}092t$
	20	22,8	
	40	20,2	
	60	18,4	
Alcool metilic	20	22,6	
Alcool propilic	20	23,8	
Anilină	20	42,9	
Apă	0	75,6	
	20	72,8	
	60	66,2	
	100	58,9	
Azot lichid	−196	8,5	
Benzen	0	31,6	$\sigma_t = \sigma_0 - 0{,}146t$
	30	27,6	
	60	23,7	
Cloroform	10	28,5	
	60	21,7	
Eter etilic	20	17,0	$\sigma_t = \sigma_0 - 0{,}115t$
Oxigen lichid	−183	13,2	
Sulfură de carbon	19	33,6	
	46	29,4	
Terebentină	15	27,3	
Tetraclorură de carbon	20	26,8	
Toluen	15	28,8	
Ulei de măsline	20	32,0	
Ulei de parafină	25	26,4	

Tabelul XXIII

Tensiunea superficială a soluțiilor apoase (în dyn/cm)
Transformarea în SI : 1 dyn/cm – 10^{-3} N/m

Substanța dizolvată	Temperatura °C	Concentrația, % masă			
		5	10	20	50
0	1	2	3	4	5
H_2SO_4	18	—	74,1	75,2	77,3
NHO_3	20	—	72,7	71,1	65,4
NaOH	20	74,6	77,3	85,8	—
NaCl	18	74,0	75,5	—	—
Na_2SO_4	18	73,8	75,2	—	—
$NaNO_3$	30	72.1	72.8	74.4	79.8

Tabelul XXIII (continuare)

0	1	2	3	4	5
KCl	18	73,6	74,8	77,3	—
KNO_3	18	73,0	73,6	75,0	—
K_2CO_3	10	75,8	77,0	79,2	106,4
NH_4OH	18	66,5	63,5	59,3	—
NH_4Cl	18	73,3	74,5	—	—
NH_4NO_3	100	59,2	60,1	61,6	67,5
$MgCl_2$	18	73,8	—	—	—
$CaCl_2$	18	73,7	—	—	—

Tabelul XXIV

Gradul de negru pentru cîteva materiale

Materialul	ε	Materialul	ε
Aluminiu	0.05—0,07	Lac de aluminiu	0,4
Azbest	0,96	Vopsea de ulei	0,78—0,96
Apă	0,93	Cupru	0,57—0,87
Gips	0,78—0,9	Plumnb	0,28
Cherestea	0,9	Sticlă	0,94
Fier oxidat	0,74—0,96	Fontă rugoasă oxidată	0,96
Fier zincat	0,27	Tencuială	0,93
Zidărie de cărămidă	0,93	Lac	0,8 —0,98

Tabelul XXV

Căldura specifică medie a cîtorva materiale solide la 0—100°C, în kJ/(kg·K)

Aluminiu	0,92	Magneziu	0,92
Azbest	0,84	Cupru	0,385
Beton	1,13	Cretă	0,88
Bronz	0,385	Naftelină	1,30
Viniplast	1,76	Parafină	2.72
Lemn	2,72	Nisip uscat	0,80
Fier	0,50	Plută	1,68
Caolin	0,92	Rășină	1,68
Huilă	1,30	Plumb	0,13
Cuarț	0.80	Oțel	0,50
Cărămidă	0,92	Sticlă	0,42—0,84
Cărămidă refractară	0,88—1,01	Textolit	1,47
Cocs	0,84	Celuloză	1,55
Alamă	0.394	Zinc	0,38
Gheață	2.14	Fontă	0,50
Piatră turnată	0,84	Zgură	0,75
Lînă	1,63		

Tabelul XXVI

Căldura specifică medie a cîtorva lichide, în kJ/(kg·K) (care lipsesc în figura 11)

Azot lichid	2,01	Oxigen lichid	1,68
Acid azotic	2,77	Ulei de motoare	1,68
Amoniac	4,19	Nitrobenzan	1,38
Benzină	1,84	Anhidridă sulfuroasă	1,31
Hexan	2,51	Terebentină	1,76
Petrol lampant	2,10	Fenol	2,35

Tabelul XXVII

Căldura molară a gazelor, kJ/(kmol·K)* (la p_{abs} = 1 atm)

Gazul	Temperatura, °C			
	0	100	300	600
Azot, oxigen, aer, oxid de carbon	29,0	29,3	30,0	31,0
Amoniac	35,3	37,9	43,2	50,1
Hidrogen	29,1	29,3	29,7	30,4
Vapori de apă	35,0	35,5	36,7	39,3
Metan	35,7	39,7	47,8	59,8
Hidrogen sulfurat	34,3	35,8	38,8	43,3
Bioxid de carbon și bioxid de sulf	38,6	41,1	45,7	54,3
Clor	36,3	36,4	36,7	37,0

* Datele pot fi folosite cu aproximație și pentru presiuni de ordinul a cîteva atmosfere.

Tabelul XXVIII

Coeficienții de conductivitate termică a unor materiale la 0—100°C

Materialul	Densitatea pentru materiale granulare densitatea în vrac, kg/m³	Coeficient de conductivitate termică, W/(m·K)
0	1	2
Azbest	600	0,151
Beton	2 300	1,28
Viniplast	1 380	0,163
Pislă de lînă	300	0,047
Lemn (pin) perpendicular pe fibră	600	0,140—0,174
Lemn (pin) de-a lungul fibrei	600	0,384
Zidărie din cărămidă obișnuită	1 700	0,698—0,814
Zidărie din cărămidă refractară	1 840	1,05*
Zidărie din cărămidă izolantă	600	0,116—0,209
Vopsea de ulei	—	0,233
Gheață	920	2,33
Piatră turnată	3 000	0,698
Magnezie 85% praf	216	0,070
Crustă, piatră de cazan	—	1,163—3,49
Rumeguș de lemn	230	0,070—0,093
Fenoplast	30	0,047
Nisip uscat	1 500	0,349—0,814
Praf de plută	160	0,047
Rugină	—	1,16

Tabelul XXVIII (continuare)

0	1	2
Sovelit	450	0,098
Sticlă	2 500	0,698—0,814
Vată de sticlă	200	0,035—0,070
Textolit	1 380	0,244
Plăci de turbă	220	0,064
Faolit	1 730	0,419
Vată de zgură	250	0,076
Email	2 350	0,872—1,163
Metale		
Aluminiu	2 700	203,5
Bronz	8 000	64,0
Alamă	8 500	93,0
Cupru	8 800	384
Plumb	11 400	34,9
Oțel	7 850	46,5
Oțel inoxidabil	7 900	17,5
Fontă	7 500	46,5—93,0

* Pentru temperaturi de 800—1 100°C.

Tabelul XXIX

Coeficienții de conductivitate termică ai soluțiilor

Substanța dizolvată	Concentrația, % masă	Temperatura, °C	Coeficientul de conductivitate termică, W/(m·K)
NH_3	26	18	0,45
$BaCl_2$	21	32	0,58
KBr	40	32	0,50
KOH	21	32	0,58
	42	32	0,55
K_2SO_4	10	32	0,60
KCl	15	32	0,58
	30	32	0,56
$MgSO_4$	22	32	0,59
$MgCl_2$	11	32	0,58
	29	32	0,52
$CuSO_4$	18	32	0,58
NaBr	20	32	0,57
	40	32	0,54
Na_2CO_3	10	32	0,58
NaCl	12,5	32	0,58
	25	32	0,48
H_2SO_4	30	32	0,52
	60	32	0,44
	90	32	0,35
HCl	12,5	32	0,52
	25	32	0,48
	38	32	0,44
CH_3COOH	50	25	0,36
$CH_3 \cdot CH_2OH$	10	12	0,52
	30	12	0,42
	50	13	0,32
	70	14	0,24
	90	15	0,19

Tabelul XXX

Coeficienţii de conductivitate termică ai gazelor la p_{abs} = 1 atm*

Gazul	Temperatura, °C 0	50	100	200
Azot	0,0233	0,0267	0,0314	0,0384
Amoniac	0,0209	0,0256	0,0314	—
Hidrogen	0,1628	0,1861	0,2210	0,2559
Vapori de apă	0,0163	0,0198	0,0244	0,0326
Aer	0,0244	0,0279	0,0326	0,0395
Oxigen	0,0244	0,0291	0,0326	0,0407
Metan	0,0302	0,0361	0,0465	—
Oxid de carbon	0,0221	0,0244	—	—
Bioxid de carbon	0,0140	0,0186	0,0233	0,0314
Etan	0,0174	0,0233	0,0314	—
Etilenă	0,0163	0,0209	0,0267	—

* Vezi observaţia de la tabelul XXVII.

Tabelul XXXI

Valorile medii ale conductivităţii termice a pereţilor impurificaţi

Purtătorul de căldură	Conductivitatea termică a peretelui cu depuneri $\frac{1}{r_{d\text{-}p}}\cdot 1{,}163^{-1}$, W/(m²·K)
Apă impurificată	1 200—1 600*
Apă de calitate medie	1 600—2 500*
Apă de calitate bună	2 500—5 000*
Apă purificată	2 500—5 000*
Apă distilată	10 000
Produse petroliere curate, uleiuri, vapori de agenţi frigorifici	2 500
Produse petroliere brute	1 000
Lichide organice, soluţii de săruri, agenţi frigorifici lichizi	5 000
Vapori de apă cu resturi de ulei	5 000
Vapori de compuşi organici	10 000
Aer	2 400

* Pentru apă, valorile mai mici ale conductivităţii termice a impurităţilor corespund la temperaturi mai înalte.

Tabelul XXXII

Coeficienţii de dilatare volumică ai apei (în K^{-1})

t, °C	$\beta\cdot10^5$	t, °C	$\beta\cdot10^5$	t, °C	$\beta\cdot10^5$
5	1,5	50	46	100	75
10	9	60	52	120	85
20	21	70	58	140	97
30	30	80	64	160	110
40	39	90	70		

Tabelul XXXIII

Coeficienţii de dilatare volumică ai lichidelor la ≈ 20°C (în K^{-1})

Lichidul	$\beta\cdot10^5$	Lichidul	$\beta\cdot10^5$
Anilină	85	Soluţie NaCl, 26%	44
Benzină	125	Acid sulfuric	57
Benzen	124	Sulfură de carbon	121
Glicerină	53	Terebentină	94
Petrol lampant	100	Alcool amilic	93
m-xilol	101	Alcool metilic	122
Ulei de măsline	70	Alcool etilic	110
Ulei de parafină	90	Toluen	109
Pentan	159	Acid acetic	107
Soluţie $CaCl_2$, 6%*	25	Cloroform	126
Soluţie $CaCl_2$, 41%	46	Eter etilic	163

* Valorile lui β pentru soluţii de săruri se găsesc în Danilova, G. N. şi alţii — Culegere de probleme şi calcule pentru transmiterea căldurii, Moskova-Leningrad, Gostorgizdat, 1961.

Tabelul XXXIV

Caracteristicile de bază ale schimbătoarelor de căldură multitubulare cu ţevi cu diametrul de 25×2 mm. Pasul ţevilor 32 mm

Diametrul mantalei (interior) mm	Numărul de ţevi	Lungimea ţevilor, mm: 1 000	1 500	2 000	2 500	3 000	4 000	5 000	6 000
		Aria suprafeţei de schimb, m²*							
		Schimbătoare cu o trecere							
150	13	1,0	1.5		2,5		4,0		6,0
259	43			6,5	8,0	10	13	17	20
400	121	9,0	14	18	23	28	37	47	56
600	283		33	43	54	87	87	109	131
800	511			77	97	117	157	197	237
1 000	823			124	156	189	253	318	382
		Schimbătoare cu două treceri							
400	110		12	17	21	25	34	42	51
600	266		30	40	51	61	82	102	123
800	488			74	93	121		189	
1 000	792			119		181	244	305	
1 200	1 152			174	220		355	445	
1 400	1 596			240	301	366	490		
		Schimbătoare cu patru treceri							
400	90				17	21			42
600	232				44	53	72	90	108
800	446			67	85	102	137	172	207
1 000	736			111	140		226	384	342
1 200	1 088				207	250	335	420	506
1 400	1 518				288	348	466	585	705
1 600								780	940
1 800									1 200

Tabelul XXXIV (continuare)

0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Schimbătoare cu șase treceri									
600	204			31	39	47	63	79	95
800	404			61	77	93	124	156	188
1 000	686				130	157	211	265	320
1 200	1 024							395	476
1 400	1 446							557	672
1 600	1 936								900
1 800	2 500								1 160
2 000	3 118								1 442
2 200	3 876								1 800

* Calculată pentru diametrul mediu al țevilor

Tabelul XXXV

Numărul de țevi, dispuse pe placa tubulară a unui schimbător de căldură cu o trecere pe hexagoane sau pe cercuri concentrice

Numărul de hexagoane sau cercuri	Dispunerea pe hexagoane: Numărul țevilor pe diagonala hexagonului	Numărul total de țevi fără segmente	Țevi suplimentare: Pe primul rînd al segmentelor	Pe al doilea rînd al segmentelor	Pe al treilea rînd al segmentelor	Numărul de țevi pe toate segmentele	Numărul total de țevi	Dispunerea pe cercuri: Numărul de țevi pe cercul exterior	Numărul total de țevi
1	3	7	—	—	—	—	7	6	7
2	5	19	—	—	—	—	19	12	19
3	7	37	—	—	—	—	37	18	37
4	9	61	—	—	—	—	61	25	62
5	11	91	—	—	—	—	91	31	93
6	13	127	—	—	—	—	127	37	130
7	15	169	3	—	—	18	187	43	173
8	17	217	4	—	—	24	241	50	223
9	19	271	5	—	—	30	301	56	279
10	21	331	6	—	—	36	367	62	341

Tabelul XXXV (continuare)

0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
11	23	397	7	—	—	42	439	69	410
12	25	469	8	—	—	48	517	75	485
13	27	547	9	2	—	66	613	81	566
14	29	631	10	5	—	90	721	87	653
15	31	721	11	6	—	102	823	94	747
16	33	817	12	7	—	114	931	100	847
17	35	919	13	8	—	126	1 045	106	953
18	37	1 027	14	9	—	138	1 165	113	1 066
19	39	1 141	15	12	—	162	1 303	119	1 185
20	41	1 261	16	13	4	198	1 459	125	1 310
21	43	1 387	17	14	7	228	1 615	131	1 441
22	45	1 519	18	15	8	246	1 765	138	1 579
23	47	1 657	19	16	9	264	1 921	144	1 723

Tabelul XXXVI

Concentrațiile (în % masă) a cîtorva soluții apoase, care fierb la presiunea atmosferică

Substanța dizolvată	Temperatura de fierbere, °C: 101	102	103	104	105	107	110	115	120	125
$CaCl_2$	5,66	10,31	14,16	17,36	20,00	24,24	29,33	35,68	40,83	45,80
KOH	4,49	8,51	11,97	14,82	17,01	20,88	25.65	31.97	36.51	40,23
KCl	8,42	14,31	18,96	23.02	26.57	32.62	—	—	—	—
K_2CO_3	10,31	18,37	24,24	28.57	32,24	37,69	43.97	50,86	56.04	60.40
KNO_3	13,19	23,66	32,23	39,20	45,10	54,65	65,34	79,53	—	—
$MgCl_2$	4,67	8,42	11,66	14.31	16,59	20,32	24.41	29.48	33.07	36.02
$MgSO_4$	14,31	22,78	28,31	32,23	35,32	42,86	—	—	—	—
NaOH	4.12	7,40	10,15	12,51	14,53	18,32	23.08	26.21	33.77	37.58
NaCl	6,19	11,03	14,67	17,69	20.32	25,09	—	—	—	—
$NaNO_3$	8,26	15.61	21.87	27.53	32.43	40,47	49.87	60.94	68.94	—
Na_2SO_4	15,26	24.81	30.73	—	—	—	—	—	—	—
Na_2CO_3	9,42	17,22	23,72	29,18	33,86	—	—	—	—	—
$CuSO_4$	26,95	39,98	40,83	44,47	—	—	—	—	—	—
$ZnSO_4$	20,00	31,22	37,89	42,92	46.15	—	—	—	—	—
NH_4NO_3	9,09	16,66	23,08	29.08	34,21	42,53	51,92	63,24	71,26	77.11
NH_4Cl	6,10	11,35	15,96	19,80	22,89	28,37	35,98	46,95	—	—
$(NH_4)_2SO_4$	13,34	23,14	30,65	36,71	41.79	49,73	—	—	—	—

Tabelul XXXVI (continuare)

Substanța dizolvată	Temperatura de fierbere, °C: 140	160	180	200	220	240	260	280	300
0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$CaCl_2$	57,89	68,94	75,85	—	—	—	—	—	—
KOH	48,05	54,89	60,41	64,91	68,73	72,46	75,76	78,95	81,63
KCl	—	—	—	—	—	—	—	—	—
K_2CO_3	—	—	—	—	—	—	—	—	—
KNO_3	—	—	—	—	—	—	—	—	—

Tabelul XXXVI (continuare)

0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$MgCl_2$	38,61	—	—	—	—	—	—	—	—
$MgSO_4$	—	—	—	—	—	—	—	—	—
NaOH	48,32	60,13	69,97	77,53	84,03	88,89	93,02	95,92	98,47
NaCl	—	—	—	—	—	—	—	—	—
$NaNO_3$	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Na_2SO_4	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Na_2CO_3	—	—	—	—	—	—	—	—	—
$CuSO_4$	—	—	—	—	—	—	—	—	—
$ZnSO_4$	—	—	—	—	—	—	—	—	—
NH_4NO_3	87,09	93,20	96,00	97,61	98,84	—	—	—	—
NH_4Cl	—	—	—	—	—	—	—	—	—
$(NH_4)_2SO_4$	—	—	—	—	—	—	—	—	—

Tabelal XXXVII

Căldura de dizolvare în apă, *q*, a cîtorva săruri (1 kmol sare în n kmoli apă)

Formula sării	Masa molară, kg/kmol	q, kJ/kmol	n
NaCl	58,5	+ 4 944	100
Na_2SO_4	142	− 1 927	400
$Na_2SO_4 \cdot 10\,H_2O$	322	+78 600	400
$NaNO_3$	85	+21 080	200
$K_2CO_3 \cdot 1{,}5\,H_2O$	165	+ 1 590	400
KCl	74,6	+17 560	100
KNO_3	101	+35 700	200
$KOH \cdot 2\,H_2O$	92	+ 126	170+30
$(NH_4)_2SO_4$	132	+9 930	400
$CaCl_2 \cdot 6\,H_2O$	219	+18 060	400
$MgCl_2 \cdot 6\,H_2O$	203	−12 360	400

Notă: Semnul plus arată dizolvarea endotermă, iar semnul minus indică dizolvarea exotermă.

Tabelal XXXVIII

Presiunea vaporilor de apă saturaţi în intervalul de temperatură —20°C+100°C
Transformarea în SI: 1 mm Hg=133,3 Pa

t, °C	p, mm Hg	t, °C	p, mm Hg	t, °C	p, mm Hg	t, °C	p, mm Hg	t, °C	p, mm Hg
−20	0,772	5	6,54	30	31,82	55	118,0	80	355,1
19	0,850	6	7,01	31	33,70	56	123,8	81	369,7
18	0,935	7	7,51	32	35,66	57	129,8	82	384,9
17	1,027	8	8,05	33	37,73	58	136,1	83	400,6
16	1,128	9	8,61	34	39,90	59	142,6	84	416,8
15	1,238	10	9,21	35	42,18	60	149,4	85	433,6
14	1,357	11	9,84	36	44,56	61	156,4	86	450,9
13	1,486	12	10,52	37	47,07	62	163,8	87	468,7

Tabelul XXXVIII (continuare)

0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
12	1,627	13	11,23	38	49,65	63	171,4	88	487,1
11	1,780	14	11,99	39	52,44	64	179,3	89	506,1
10	1,946	15	12,79	40	55,32	65	187,5	90	525,8
9	2,125	16	13,63	41	58,34	66	196,1	91	546,1
8	2,321	17	14,53	42	61,50	67	205,0	92	567,0
7	2,532	18	15,48	43	64,80	68	214,2	93	588,6
6	2,761	19	16,48	44	68,26	69	223,7	94	610,9
5	3,008	20	17,54	45	71,88	70	233,7	95	633,9
4	3,276	21	18,65	46	75,65	71	243,9	96	657,6
3	3,566	22	19,83	47	79,60	72	254,6	97	682,1
2	3,879	23	21,07	48	83,71	73	265,7	98	707,3
−1	4,216	24	22,38	49	88,02	74	277,2	99	733,2
0	4,579	25	23,76	50	92,51	75	289,1	100	760,0
+1	4,93	26	25,21	51	97,20	76	301,4		
2	5,29	27	26,74	52	102,1	77	314,1		
3	5,69	28	28,35	53	107,2	78	327,3		
4	6,10	29	30,04	54	112,5	79	341,0		

Tabelul XXXIX

Proprietăţile fizice ale apei (pe linia de saturaţie).

p, at	t, °C	ρ, kg/m³	i, kJ/kg	c, kJ/(kg·K)	λ·10², W/(m·K)	$a \cdot 10^7$, m²/s	$\eta \cdot 10^6$, Pa·s	$\nu \cdot 10^6$, m²/s	$\beta \cdot 10^4$, K⁻¹	$\sigma \cdot 10^4$, kg/s²	Pr
1	0	1 000	0	4,23	55,1	1,31	1 790	1,79	−0,63	756	13,7
1	10	1 000	41,9	4,19	57,5	1,37	1 310	1,31	+0,70	762	9,52
1	20	998	83,8	4,19	59,9	1,43	1 000	1,01	1,82	727	7,02
1	30	996	126	4,18	61,8	1,49	804	0,81	3,21	712	5,42
1	40	992	168	4,18	63,4	1,53	657	0,66	3,87	697	4,31
1	50	988	210	4,18	64,8	1,57	549	0,556	4,49	677	3,54
1	60	983	251	4,18	65,9	1,61	470	0,478	5,11	662	2,98
1	70	978	293	4,19	66,8	1,63	406	0,415	5,70	643	2,55
1	80	972	335	4,19	67,5	1,66	355	0,365	6,32	626	2,21
1	90	965	377	4,19	68,0	1,68	315	0,326	6,95	607	1,95
1,03	100	958	419	4,23	68,3	1,69	282	0,295	7,5	589	1,75
1,46	110	951	461	4,23	68,5	1,69	256	0,268	8,0	569	1,58
2,02	120	943	503	4,23	68,6	1,72	231	0,244	8,6	549	1,43
2,75	130	935	545	4,27	68,6	1,72	212	0,226	9,2	529	1,32
3,68	140	926	587	4,27	68,5	1,72	196	0,212	9,7	507	1,23
4,85	150	917	629	4,32	68,4	1,72	185	0,202	10,3	487	1,17
6,30	160	907	671	4,36	68,3	1,72	174	0,191	10,8	466	1,10
8,08	170	897	713	4,40	67,9	1,72	163	0,181	11,5	444	1,05
10,23	180	887	755	4,44	67,5	1,72	153	0,173	12,2	424	1,01

Tabelul XL

Temperatura medie şi umezeala realtivă a aerului atmosferic în cîteva localităţi ale R.S.R.

Denumirea localităţii	Ianuarie		Iulie	
	t, °C	%	t, °C	%
Alba Iulia	−3,3	86	20,5	66
Alexandria	−3,2	87	22,7	61
Arad	−1,1	83	21,4	58
Baia Mare	−2,4	84	19,9	67
Bacău	−4,3	81	20,8	60
Bistriţa	−4,4	81	19,1	71
Braşov	−3,9	80	17,8	65
Brăila	−2,3	82	23,1	58
Bucureşti-Filaret	−2,8	85	22,9	56
Bucureşti-Băneasa	−3,3	87	22,3	57
Buzău	−2,4	80	22,5	59
Calafat	−1,5	84	23,4	60
Călăraşi	−2,0	86	23,1	61
Cluj	−4,4	85	18,9	65
Cîmpulung Muscel	−2,8	78	18,4	66
Constanţa	−0,3	88	22,2	74
Craiova	−2,5	83	22,7	58
Deva	−2,2	86	20,5	68
Fălticeni	−4,3	78	18,9	66
Galaţi	−3,1	85	22,6	61
Huşi	−3,5	79	21,3	59
Iaşi	−3,6	81	21,3	62
Jimbolia	−1,5	88	21,4	60
Lugoj	−1,0	85	21,4	65
Mangalia	−0,2	89	21,8	76
Oradea	−1,5	86	21,2	65
Ploieşti	−2,1	83	22,0	61
Piteşti	−2,4	76	20,8	62
Piatra Neamţ	−3,3	72	19,5	62
Roman	−4,9	80	19,9	64
Rîmnicu Sărat	−2,8	78	22,1	60
Rîmnicu Vîlcea	−2,4	74	21,3	59
Sibiu	3,8	85	19,6	68
Sulina	−0,6	87	22,4	72
Timişoara	−1,2	86	21,6	62
Tîrgu Jiu	−2,5	82	21,6	62
Tîrgu Mureş	−4,3	82	19,4	70
Tîrgu Ocna	−2,7	67	20,0	59
Tîrgovişte	−2,3	84	21,0	66
Tulcea	−1,5	84	22,9	57
Drobeta Turnu Severin	−0,9	82	23,1	59
Vaslui	−4,2	84	21,0	58

Tabelul XLI

Valorile coeficientului lui Henry, E, pentru soluţiile apoase ale cîtorva gaze (în tabel se dau valorile $E \cdot 10^{-6}$ în mm Hg)
Transformarea în SI: 1 mm Hg = 133,3 Pa

Gazul	Temperatură, °C										
	0	5	10	15	20	25	30	40	60	80	100
Acetilenă	0,55	0,64	0,73	0,82	0,92	1,01	1,11	—	—	—	—
Aer	32,8	37,1	41,7	46,1	50,4	54,7	58,6	66,1	76,5	81,7	81,6
Azot	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7	70,2	79,2	90,9	95,9	95,4
Bioxid de carbon	0,553	0,666	0,792	0,93	1,08	1,24	1,41	1,77	2,59	—	—
Brom	0,0162	0,0209	0,0278	0,0354	0,0451	0,056	0,0688	0,101	0,191	0,307	—
Clor	0,204	0,25	0,297	0,346	0,402	0,454	0,502	0,6	0,731	0,73	—
Etan	9,55	11,8	14,4	17,2	20	23	26	32,2	42,9	50,2	52,6
Etilenă	4,19	4,96	5,84	6,8	7,74	8,67	9,62	—	—	—	—
Hidrogen	44	46,2	48,3	50,2	51,9	53,7	55,4	57,1	58,1	57,4	56,6
Hidrogen sulfurat	0,203	0,239	0,278	0,321	0,367	0,414	0,463	0,566	0,782	1,03	1,12
Metan	17	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4	34,1	39,5	47,6	51,8	53,3
Oxid de carbon	26,7	30	33,6	37,2	40,7	44	47,1	52,9	62,5	64,3	64,3
Oxigen	19,3	22,1	24,9	27,7	30,4	33,3	36,1	40,7	47,8	52,2	53,3

Tabelul XLII

Coeficienţii de difuzie ai gazelor şi vaporilor în aer (în condiţii normale)*

Substanţa	$D_0 \cdot 10^6$ m²/s	D_0, m²/h	Substanţa	$D_0 \cdot 10^6$, m²/s	D_0, m²/h
Acid clorhidric	13,0	0,0467	Bioxid de carbon	13,8	0,0497
Alcool etilic	10,2	0,0367	Bioxid de sulf	10,3	0,037
Alcool metilic	13,3	0,0478	Eter etilic	7,8	0,028
Amoniac	17,0	0,0612	Hidrogen	61,1	0,22
Anhidridă sulfurică	9,4	0,034	Oxigen	17,8	0,64
Azot	13,2	0,0475	Sulfură de carbon	8,9	0,0321
Benzen	7,7	0,0277	Vapori de apă	21,9	0,079

* La alte temperaturi şi presiuni:

$$D = D_0 \cdot \frac{p_0}{p} \cdot \left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2}$$

Tabelul XLIII

Coeficienţii de difuzie ai cîtorva gaze în apă la 20°C*

Gazul	$D \cdot 10^9$, m²/s	$D \cdot 10^6$, m²/h	Gazul	$D \cdot 10^9$, m²/s	$D \cdot 10^6$, m²/h
Amoniac	1,8	6,6	Clor, hidrogen sulfurat	1,6	5,8
Acid clorhidric (la 12°C)	2,3	8,3	Hidrogen	5,3	19,1
Azot	1,9	6,9	Oxigen	2,1	7,5
Bioxid de carbon, protoxid de azot	1,8	6,4			

* La alte temperaturi: $D_t = D_{20}[1 + 0{,}02(t - 20)]$

Tabelul XLIV

Proprietăţile fizice ale cîtorva lichide organice

Lichidul	Formula chimică	Masa molară, kg/kmol	Densitatea, kg/m³	Temperatura de fierbere, °C	Presiunea vaporilor saturanţi, mm Hg	Temperatura de solidificare, °C
0	1	2	3	4	5	6
Acetonă	CH_3COCH_3	58,08	810	56	186	– 94,3
Benzină	—	—	690—760	70—120	—	—
Benzen	C_6H_6	78,11	900	80,2	75	5,5
Dicloretan	$ClCH_2$–$ClCH_2$	98,97	1 250	83,7	65	—
Izopropilacetat	$CH_3COOC_5H_{11}$	130,18	870	142,5	6	—
Xiloli (amestec)	$C_6H_4(CH_3)_2$	106,16	860	136—145	10	–13÷÷–48
Metil acetat	CH_3COOCH_3	74,08	930	57,5	170	—
Propilacetat	$CH_3COOC_3H_7$	102,13	890	101,6	25	—
Sulfură de carbon	CS_2	76,13	1 290	46,3	298	–112
Terebentină	$C_{10}H_{16}$	136,1	850—880	155—190	4	—

Tabelul XLIV (continuare)

0	1	2	3	4	5	6
Alcool butilic	C_4H_9OH	74,12	810	117.7	4,7	– 90
Alcool izoamilic	$C_5H_{11}OH$	88,15	810	132	2,2	–117
Alcool izobutilic	C_4H_9OH	74,12	800	108	8,8	–108
Alcool izopropilic	C_3H_7OH	60,09	785	82,4	32,4	– 89
Alcool metilic	CH_3OH	32,04	800	64,7	95.7	– 98
Alcool propilic	C_3H_7OH	60,09	800	97,2	14,5	–126
Alcool etilic	C_2H_5OH	46.07	790	78.3	44	–114,5
Toluen	$C_6H_5CH_3$	92,13	870	110,8	22,3	– 95
Tetraclorură de carbon	CCl_4	153,84	1 630	76,7	90.7	– 22,8
Cloroform	$CHCl_3$	119,38	1 530	61,2	160	—
Acetat de etil	$CH_3COOC_2H_5$	88,10	900	77,15	73	– 83.6
Eter etilic	$C_2H_5OC_2H_5$	74,12	710	34,5	442	–116,3

Tabelul XLV

Căldura latentă de vaporizare a cîtorva substanţe (kJ/kg)

Substanţa	Temperatura °C				
	0	20	60	100	140
Amoniac	1 265,4	1 190.0	—	—	—
Anilină	—	—	—	—	435,8 (la 184°C)
Acetonă	565,7	553,1	519,6	473,5	—
Benzen	448,3	435,8	408,5	379.2	346,1
Alcool butilic	703,9	687,2	653.6	611,7	561,5
Apă	2 493,1	2 446,9	2 359.0	2 258,4	2 149,5
Bioxid de carbon	235,1	155,4	—	—	—
Eter etilic	387,6	366,6	326.4	282.4	228,4
Alcool izopropilic	775,2	750,0	699,7	636.9	557,3
Alcool metilic	1 198.3	1 173,2	1 110,4	1 013.9	892,6
Nitrobenzen	—	—	—	—	331,9 (la 211°C)
Alcool propilic	812.9	791,9	745.8	683,0	595,0
Sulfură de carbon	374,6	367,0	344,4	316,4	282,4
Toluen	414,8	407,7	388.8	368.7	344,0
Acid acetic	—	—	—	406.4 (la 118°C)	395,5
Freon 12	155,0	144,9	132,4	—	—
Clor	266,5	253,1	222,0	176,8	71,23
Clorbenzen	375,8	369,5	354,4	338,1	320,5
Cloroform	271,5	263,1	247,6	231,3	—
Tetraclorură de carbon	218,3	213,7	201,9	185,6	168,0
Acetat de etil	427,4	411,5	385,9	355,7	317,2
Alcool etilic	921,8	913,4	879,9	812,9	712,3

Tabelul XLVI

Temperatura de fierbere (°C) a cîtorva lichide organice la presiuni mai mici de 1 atm

Presiunea absolută, mm Hg	Anilină	Glicerină	m-Xilol	Nitrobenzen	Toluen	Octan
10	69,4	167,2	28,3	84,9	6,4	19,2
20	82,0	182,2	41,1	99,3	18,4	31,5
40	96,7	198,0	55,3	115,4	31,8	45,1
60	106,0	208,0	64,4	125,8	40,3	53,8
100	119,9	220,1	76,8	139,9	51,9	65,7
200	140,1	240,0	95,5	161,2	69,5	83,6
400	161,9	263,0	116,7	185,8	89,5	104,0
760	184,4	290,0	139,1	210,6	110,6	125,6

Tabelul XLVI

Compoziţia la echilibru a lichidelor şi vaporilor pentru cîteva sisteme binare la $p_{abs} = 1$ atm

Alcool metilic-apă			Cloroform-benzen		
t, °C	%(mol) Alcool metilic		t, °C	%(mol) cloroform	
	în lichid	în vapori		în lichid	în vapori
93,5	4	23,0	79,0	15	20
91,2	6	30,4	78,2	22	30
87,7	10	41,8	77,3	29	40
81,7	20	57,9	76,4	36	50
78,0	30	66,5	75,3	44	60
75,3	40	72,9	74,0	54	70
73,1	50	77,9	71,9	66	80
71,2	60	82,5	68,9	79	90
69,3	70	87,0	61,4	100	100
67,5	80	91,5			
66,0	90	95,6			
64,5	100	100			

Tabelul XLVII

Apă-acid acetic			Azot-oxigen		
t, C	%(mol) apă		T, K	%(mol) azot	
	în lichid	în vapori		în lichid	în vapori
118,1	0	0	90,1	0	0
115,4	5	9,2	89,5	3,5	13,0
113,8	10	16,7	89	6,2	20,2
110,1	20	30,2	88	11,5	30,4
107,5	30	42,5	87	17,1	39,7
105,8	40	53,0	86	22,2	47,8
104,4	50	62,6	85	27,7	55,7
103,2	60	71,6	84	33,8	63,1
102,1	70	79,5	83	40,5	70,1

Tabelul XLVII (continuare)

0	1	2	3	4	5
101,3	80	86,4	82	47,8	76,4
100,6	90	93,0	81	56,6	82,3
100,0	100	100	80	66,6	88,0
			79	78,4	93,2
			78	91,9	97,8
			77,3	100	100

Tabelul XLVIII

Proprietăţile fizice ale vaporilor saturanţi de amoniac

Temperatura, °C	Presiunea, ata	Volumul specific		Densitatea		Căldura de vaporizare $r = H'' - H'$, $\frac{kJ}{kg}$
		lichid v', l/kg	vapori v'' m³/kg	lichid, kg/l	vapori, kg/m³	
−50	0,4168	1,4245	2,6170	0,7020	0,382	1 416
−45	0,5562	1,4367	2,0015	0,6960	0,500	1 402
−40	0,7318	1,4493	1,5503	0,6900	0,645	1 388
−35	0,9503	1,4623	1,2151	0,6839	0,823	1 374
−30	1,219	1,4757	0,9630	0,6777	1,038	1 360
−25	1,546	1,4895	0,7712	0,6714	1,297	1 345
−20	1,940	1,5037	0,6236	0,6650	1,604	1 329
−15	2,410	1,5185	0,5087	0,6585	1,966	1 314
−10	2,966	1,5338	0,4184	0,6520	2,390	1 297
− 5	3,619	1,5496	0,3469	0,6453	2,883	1 281
0	4,379	1,5660	0,2897	0,6386	3,452	1 263
+ 5	5,259	1,5831	0,2435	0,6317	4,108	1 246
+10	6,271	1,6008	0,2058	0,6247	4,859	1 227
+15	7,431	1,6193	0,1740	0,6175	5,718	1 210
+20	8,741	1,6386	0,1494	0,6103	6,694	1 188
+25	10,225	1,6588	0,1283	0,6028	7,795	1 168
+30	11,895	1,6800	0,1107	0,5952	9,034	1 146
+35	13,765	1,7023	0,0959	0,5875	10,431	1 124
+40	15,850	1,7257	0,0833	0,5795	12,005	1 101
+45	18 165	1,7504	0,0726	0,5713	12,774	1 078
+50	20,727	1,7766	0,0635	0,5629	15,756	1 053

Tabelul XLIX

Proprietăţile fizice ale vaporilor saturanţi ale difluordiclormetan metanului (freon-12)

Temperatura, °C	Presiunea, ata	Densitatea		Căldura de vaporizare, r, kJ/kg
		lichid kg/l	vapori, kg/m³	
0	1	2	3	4
+40	9,78	1,25	53,1	132,4
+30	7,59	1,29	41,2	138,7
+25	6,63	1,31	36,1	142,0
+20	5,79	1,33	31,5	145,0
+10	4,32	1,36	23,8	150,0

Tabelul XLIX (continuare)

0	1	2	3	4
0	3,15	1,39	17,7	155,0
–10	2,24	1,43	12,8	160,0
–15	1,86	1,44	10.8	161,7
–20	1,54	1,46	9,04	163.8
–25	1,26	1,47	7,52	165,5
–30	1,03	1,49	6,2	167,6
–35	0,824	1,5	5,07	169,3
–40	0,655	1,52	4,1	171,0
–50	0,399	1,54	2,6	175,0
–60	0,231	1,57	1,56	178,0
–70	0,125	1,6	0.888	182,0
–80	0,063	1,63	0,47	185,0

Tabelul L

Proprietăţile fizice ale soluţiilor apoase de clorură de sodiu la temperaturi reduse

Conţinutul de sare în soluţie, % masă	Densitatea la 15°C, kg/m³	Temperatura de îngheţare, °C	Coeficient de vîscozitate dinamică, $\eta \cdot 10^4$ Pa·s					Conductivitatea termică λ, W/m·K		
			0°C	–5°C	–10°C	–15°C	–20°C	0°C	–10°C	–20°C
0.1	1 000	0,0	17,66	—	—	—	—	0,5815	—	—
1,5	1 010	– 0,9	17,85	—	—	—	—	0,5780	—	—
2.9	1 020	– 1,8	18,05	—	—	—	—	0,5757	—	—
4,3	1 030	– 2,6	18,25	—	—	—	—	0,5734	—	—
5,6	1 040	– 3,5	18,44	—	—	—	—	0,5710	—	—
7,0	1 050	– 4,4	18,74	—	—	—	—	0,5687	—	—
8.3	1 060	– 5,4	19,13	23,05	—	—	—	0,5664	—	—
9,6	1 070	– 6,4	19,62	23,74	—	—	—	0,5641	—	—
11.0	1 080	– 7,5	20,21	24,43	—	—	—	0,5606	—	—
12,3	1 090	– 8,6	20,80	25,21	—	—	—	0,5582	—	—
13,6	1 100	– 9,8	21,48	26,09	—	—	—	0,5559	—	—
14.9	1 110	–11,0	22,37	27,17	33,45	—	—	0,5536	0,5187	—
16.2	1 120	–12,2	23,25	28,35	34,92	—	—	0,5513	0,5164	—
17,5	1 130	–13,6	24,33	29,72	36,79	—	—	0,5489	0,5140	—
18,8	1 140	–15,1	25,60	31,20	38,75	47,77	—	0,5466	0,5117	—
20,0	1 150	–16.6	26,88	32,77	40,81	50,13	—	0,5443	0.5094	—
21,2	1 160	–18,2	28,25	34,43	43,07	52,78	—	0,5420	0,5071	—
22,4	1 170	–20,0	29,63	36,40	45,62	55,82	68,67	0,5408	0,5059	0,4768
23,1	1 175	–21,2	30,41	37,47	47,09	57,49	70,44	0,5396	0.5047	0,4757
23,7	1 180	–17,2	31,39	38,55	48,66	59,35	—	0,5385	0,5036	—
24,9	1 190	– 9,5	32,96	40,71	—	—	—	0,5361	—	—
26,1	1 200	– 1,7	34,73	—	—	—	—	0,5338	—	—
26,3	1 203	0,0	35,02	—	—	—	—	0,5338	—	—

Tabelul LI

Proprietăţile fizice ale soluţiilor apoase de clorură de calciu la temperaturi scăzute

Conţinutul de sare în soluţie, %	Densitatea la 15°C, kg/m³	Temperatura de îngheţare, °C	Coeficient de vîscozitate dinamică $\eta \cdot 10^4$ Pa·s/m²				Conductivitate termică, λW/m·K			
			0°C	–10°C	–20°C	–30°C	0°C	–10°C	–20°C	–30°C
0,1	1 000	0,0	17,76	—	—	—	0,5815	—	—	—
5,9	1 050	– 3,0	19,82	—	—	—	0,5675	—	—	—
11,5	1 100	– 7,1	22,96	—	—	—	0,5524	—	—	—
16,8	1 150	–12,7	27,66	43,65	—	—	0,5350	0,504	—	—
17,8	1 160	–14,2	28,74	45,13	—	—	0,5303	0,500	—	—
18,9	1 170	–15,7	29,92	46,70	—	—	0,5257	0,497	—	—
19,9	1 180	–17,4	31,20	48,46	—	—	0,5210	0,493	—	—
20,9	1 190	–19,2	32,77	50,72	—	—	0,5164	0,490	—	—
21,9	1 200	–21,2	34,43	53,27	86,13	—	0,5117	0,486	0,465	—
22,8	1 210	–23,3	36,20	56,11	90,15	—	0,5071	0,484	0,463	—
23,8	1 220	–25,7	38,16	59,25	94,76	—	0,5024	0,480	0,459	—
24,7	1 230	–28,3	40,22	62,69	99,96	—	0,4978	0,477	0,457	—
25,7	1 240	–31,2	42,58	66,81	105,7	148,1	0,4931	0,473	0,455	0,437
26,6	1 250	–34,6	45,22	70,83	111,7	158,9	0,4885	0,470	0,452	0,436
27,5	1 260	–38,6	48,07	75,24	118,5	171,7	0,4838	0,464	0,449	0,435
28,4	1 270	–43,6	51,21	80,25	126,9	188,4	0,4792	0,463	0,446	0,434
29,4	1 280	–50,1	54,94	86,33	136,9	212,9	0,4745	0,459	0,444	0,433
30,3	1 290	–50,6	58,86	93,29	149,6	238,4	0,4699	0,456	0,442	0,430
31,2	1 300	–41,6	63,37	100,6	161,9	265,9	0,4652	0,452	0,438	0,429
32,1	1 310	–33,9	68,28	108,7	176,3	307,1	0,4605	0,449	0,436	0,428
33,0	1 320	–27,1	73,87	117,3	191,9	—	0,4571	0,444	0,434	—
33,9	1 330	–21,2	80,15	127,2	210,0	—	0,4524	0,441	0,431	—
34,7	1 340	–15,6	86,52	138,1	—	—	0,4478	0,438	—	—
35,6	1 350	–10,2	93,20	151,9	—	—	0,4431	0,433	—	—
36,4	1 360	– 5,1	100,9	—	—	—	0,4396	—	—	—
37,3	1 370	0,0	109,2	—	—	—	0,4350	—	—	—

Tabelul LII

Căldura specifică a soluţiilor apoase de clorură de sodiu şi de calciu (în kJ/(kg·K))

Densitatea la 15°C, kg/m³	Clorură de sodiu			Densitatea la 15°C kg/m³	Clorură de calciu			
	0°C	–10°C	–20°C		0°C	–10°C	–20°C	–30°C
0	1	2	3	4	5	6	7	8
1 010	4,077	—	—	1 100	3,503	—	—	—
1 020	4,006	—	—	1 110	3,444	—	—	—
1 030	3,943	—	—	1 120	3,385	—	—	—
1 040	3,884	—	—	1 130	3,331	3,306	—	—
1 050	3,830	—	—	1 140	3,276	3,251	—	—
1 060	3,775	—	—	1 150	3,226	3,201	—	—
1 070	3,725	—	—	1 160	3,176	3,155	—	—
1 080	3,679	—	—	1 170	3,130	3,109	—	—
1 090	3,633	—	—	1 180	3,088	3,063	—	—
1 100	3,591	3,582	—	1 190	3,046	3,021	—	—

Tabelul LII (continuare)

0	1	2	3	4	5	6	7	8
1 110	3,553	3,541	—	1 200	3,004	2,979	2,954	—
1 120	3,515	3,503	—	1 210	2,967	2,941	2,916	—
1 130	3,478	3,469	—	1 220	2,933	2,908	2,883	—
1 140	3,444	3,432	—	1 230	2,899	2,874	2,849	—
1 150	3,411	3,398	—	7 1 240	2,870	2,845	2,819	2,795
1 160	3,377	3,365	—	1 250	2,841	2,816	2,791	2,765
1 170	3,344	3,335	3,323	1 260	2,812	2,786	2,761	2,736
1 175	3,331	3,323	3,310	1 270	2,782	2,757	2,732	2,707
1 203	3,251	—	—	1 280	2,757	2,732	2,707	2,682
				1 286	2,740	2,715	2,690	2,665
				1 370	2,531	—	—	—

Tabelul LIII

Căldurile de adsorbţie pe cărbune a cîtorva substanţe organice

Substanţa	Formula	Căldura de adsorbţie kJ/kmol	Căldura de adsorbţie kJ/kg
Benzină	—	50 280	628,5
Benzen*	C_6H_6	61 590	789,8
Clorură de butil primară	$CH_3(CH_2)_3Cl$	65 360	706,4
Clorură de butil secundară	$CH_3CHClC_2H_5$	60 340	652,4
Clorură de trimetil metan	$(CH_3)_3CCl$	56 980	615,9
Diclor metan	CH_2Cl_2	51 960	611,3
Clorură de izopropil	$CH_3CHClCH_3$	54 890	699,3
Metan	CH_4	18 860	1 230
Clorură de metil	CH_3Cl	38 550	763,4
Clorură de propil	$CH_3(CH_2)_2Cl$	61 170	779,3
Sulfură de carbon*	CS_2	52 380	689,3
Alcool metilic	CH_3OH	54 890	1 715
Alcool propilic	C_3H_7OH	68 720	1 145
Alcool etilic*	C_2H_5OH	62 850	1 386
Tetraclorură de carbon*	CCl_4	64 110	415,2
Cloroform*	$CHCl_3$	60 760	508,2
Bromură de etil*	C_2H_5Br	58 240	534,6
Iodură de etil*	C_2H_5I	58 660	376,3
Clorură de etil*	C_2H_5Cl	50 280	779,3
Formiat de etil*	$HCOOC_2H_5$	60 760	820,8
Eter etilic*	$(C_2H_5)_2O$	64 950	877,8

Observaţie 1. Valorile căldurii de absorbţie sînt date pentru condiţiile absorbţiei a 1 kmol vapori pe 1 kg cărbune la 0°C (cu excepţia benzinei, pentru care corelaţia între cantitatea de substanţă absorbită şi cantitatea de cărbune nu se respectă).

2. Pentru substanţele notate cu asterisc, căldura de absorbţie s-a calculat cu formula (9-8): $q = m \cdot a^n$ (în j/kg cărbune).

Tabelul LIV

Gradul de îndepărtare a substanţelor extrase la prelucrarea succesivă cu aceleaşi cantităţi de solvent proaspăt

Raportul curenţilor	Numărul de spălări: 1 — gradul de îndepărtare, % masă	1 — volumul total de solvent	2 — gradul de îndepărtare, % masă	2 — volumul total de solvent	3 — gradul de îndepărtare, % masă	3 — volumul total de solvent	4 — gradul de îndepărtare, % masă	4 — volumul total de solvent
1	50,00	1	75,00	2	87,50	3	93,75	4
2	66,67	2	88,89	4	96,30	6	98,76	8
3	75,00	3	93,75	6	98,44	9	99,61	12
4	80,00	4	96,00	8	99,20	12	99,84	16
5	83,33	5	97,22	10	99,54	15	99,92	20
6	85,71	6	97,96	12	99,71	18	99,96	24
7	87,50	7	98,44	14	99,81	21	99,98	28
8	88,89	8	98,76	16	99,86	24	99,98	32
9	90,00	9	99,00	18	99,90	27	99,99	36
10	90,90	10	99,17	20	99,92	30	99,99	40

Tabelul LV

Gradul de îndepărtare (în % masă) a substanţei extrase la prelucrarea materialului solid în contracurent

Raportul curenţilor a	Numărul de extracţii n_e: 1	2	3	4	5	6
1	50,00	66,67	75,00	80,00	83,33	85,71
2	66,67	85,71	93,00	96,77	98,42	99,21
3	75,00	92,31	97,50	99,17	99,73	99,91
4	80,00	95,24	98,82	99,71	99 93	—
5	83,33	96,77	99,36	99,87	99,97	—
6	85,71	97,67	99,61	99,94	—	—
7	87,50	98,24	99,75	99,96	—	—
8	88,89	98,63	99,83	99,98	—	—
9	90,00	98,90	99,88	99,99	—	—
10	90,90	99,10	99,91	—	—	—

Tabelul LVI

Proprietăţile vaporilor de apă saturanţi în funcţie de temperatură

Temperatura, C°	Presiunea absolută, ata	Volumul specicific, m³/kg	Densitatea, kg/m³	Entalpia lichidului saturat, i' kJ/kg	Entalpia vaporilor saturanţi, i'' kJ/kg	Căldura latentă de vaporizare, r, kJ/kg
1	2	3	4	5	6	7
0	0,0062	206,5	0,00484	0	2 493,1	2 493,1
5	0,0089	147,1	0,00680	20,95	2 502,7	2 481,7
10	0,0125	106,4	0,00940	41,90	2 512,3	2 470,4

Tabelul LVI (continuare)

1	2	3	4	5	6	7
15	0,0174	77,9	0,01283	62,85	2 522,4	2 459,5
20	0,0238	57,8	0,01729	83,80	2 532,0	2 448,2
25	0,0323	43,40	0,02304	104,75	2 541,7	2 436,9
30	0,0433	32,93	0,03036	125,70	2 551,3	2 425,6
35	0,0573	25,25	0,03960	146,65	2 561,0	2 414,3
40	0,0752	19,55	0,05114	167,60	2 570,6	2 403,0
45	0,0977	15,28	0,06543	188,55	2 579,8	2 391,3
50	0,1258	12,054	0,0830	209,50	2 589,5	2 380,0
55	0,1605	9,589	0,1043	230,45	2 598,7	2 368,2
60	0,2031	7,687	0,1301	251,40	2 608,3	2 356,9
65	0,2550	6,209	0,1611	272,35	2 617,5	2 345,2
70	0,3177	5,052	0,1979	293,30	2 626,3	2 333,0
75	0,393	4,139	0,2416	314,3	2 636	2 321
80	0,483	3,414	0,2929	335,2	2 644	2 310
85	0,590	2,832	0,3531	356,2	2 653	2 297
90	0,715	2,365	0,4229	377,1	2 662	2 285
95	0,862	1,985	0,5039	398,1	2 671	2 273
100	1,033	1,675	0,5970	419,0	2 679	2 260
105	1,232	1,421	0,7036	440,4	2 687	2 248
110	1,461	1,212	0,8254	461,3	2 696	2 234
115	1,724	1,038	0,9635	482,7	2 704	2 221
120	2,025	0,893	1,1199	504,1	2 711	2 207
125	2,367	0,7715	1,296	525,4	2 718	2 194
130	2,755	0,6693	1,494	546,8	2 726	2 179
135	3,192	0,5831	1,715	568,2	2 733	2 165
140	3,685	0,5096	1,962	589,5	2 740	2 150
145	4,238	0,4469	2,238	611,3	2 747	2 125
150	4,855	0,3933	2,543	632,7	2 753	2 120
160	6,303	0,3075	3,252	654,1	2 765	2 089
170	8,080	0,2431	4,113	719,8	2 776	2 056
180	10,23	0,1944	5,145	763,8	2 785	2 021
190	12,80	0,1568	6,378	808,3	2 792	1 984
200	15,85	0,1276	7,840	852,7	2 798	1 945
210	19,55	0,1045	9,567	897,9	2 801	1 904
220	23,66	0,0862	11,600	943,2	2 803	1 860
230	28,53	0,07155	13,98	989,3	2 802	1 813
240	34,13	0,05967	16,76	1 035	2 799	1 763
250	40,55	0,04998	20,01	1 082	2 792	1 710
260	47,85	0,04199	23,82	1 130	2 783	1 653
270	56,11	0,03538	28,27	1 178	2 770	1 593
280	65,42	0,02988	33,47	1 226	2 754	1 528
290	75,88	0,02525	39,60	1 275	2 734	1 459
300	87,6	0,02131	46,93	1 327	2 710	1 384
310	100,7	0,01799	55,59	1 380	2 682	1 302
320	115,2	0,01516	65,95	1 437	2 650	1 213
330	131,3	0,01273	78,53	1 498	2 613	1 117
340	149,0	0,01064	93,98	1 564	2 571	1 009
350	168,6	0,00884	113,2	1 638	2 519	881,2
360	190,3	0,00716	139,6	1 730	2 444	713,6
370	214,5	0,00585	171,0	1 890	2 304	411,5
374	225	0,00310	322,6	2 100	2 100	0

Tabelul LVII

Proprietățile vaporilor de apă saturanți în funcție de presiune

Presiunea absolută, ata	Temperatura, °C	Volumul specific m³/kg	Densitatea kg/m³	Entalpia lichidului saturat, i′ kJ/kg	Entalpia vaporilor saturați, i″ kJ/kg	Căldura latentă de vaporizare, r, kJ/kg
1	2	3	4	5	6	7
0,01	6,6	131,60	0,00760	27,7	2 506	2 478
0,015	12,7	89,64	0,01116	53,2	2 518	2 465
0,02	17,1	68,27	0,01465	71,6	2 526	2 455
0,025	20,7	55,28	0,01809	86,7	2 533	2 447
0,03	23,7	46,53	0,02149	99,3	2 539	2 440
0,04	28,6	35,46	0,02820	119,8	2 548	2 429
0,05	32,5	28,73	0,03481	136,2	2 556	2 420
0,06	35,8	24,19	0,04133	150,0	2 562	2 413
0,08	41,1	18,45	0,05420	172,2	2 573	2 400
0,10	45,4	14,96	0,06686	190,2	2 581	2 390
0,12	49,0	12,60	0,07937	205,3	2 588	2 382
0,15	53,6	10,22	0,09789	224,6	2 596	2 372
0,20	59,7	7,977	0,1283	250,1	2 607	2 358
0,30	68,7	5,331	0,1876	287,9	2 620	2 336
0,40	75,4	4,072	0,2456	315,9	2 632	2 320
0,50	80,9	3,304	0,3027	339,0	2 642	2 307
0,60	85,5	2,785	0,3590	358,2	2 650	2 296
0,70	89,3	2,411	0,4147	375,0	2 657	2 286
0,80	93,0	2,128	0,4699	389,7	2 663	2 278
0,90	96,2	1,906	0,5246	403,1	2 668	2 270
1,0	99,1	1,727	0,5790	415,2	2 677	2 264
1,2	104,2	1,457	0,6865	437,0	2 686	2 249
1,4	108,7	1,261	0,7931	456,3	2 693	2 237
1,6	112,7	1,113	0,898	473,1	2 703	2 227
1,8	116,3	0,997	1,003	483,6	2 709	2 217
2,0	119,6	0,903	1,107	502,4	2 710	2 208
3,0	132,9	0,6180	1,618	558,9	2 730	2 171
4,0	142,9	0,4718	2,120	601,1	2 744	2 141
5,0	151,1	0,3825	2,614	637,7	2 754	2 117
6,0	158,1	0,3222	3,104	667,9	2 768	2 095
7,0	164,2	0,2785	3,591	694,3	2 769	2 075
8,0	169,6	0,2454	4,075	718,4	2 776	2 057
9,0	174,5	0,2195	4,536	740,0	2 780	2 040
10	179,0	0,1985	5,037	759,6	2 784	2 024
11	183,2	0,1813	5,516	778,1	2 787	2 009
12	187,1	0,1668	5,996	795,3	2 790	1 995
13	190,7	0,1545	6,474	811,2	2 793	1 984
14	194,1	0,1438	6,952	826,7	2 795	1 968
15	197,4	0,1346	7,431	840,9	2 796	1 956
16	200,4	0,1264	7,909	854,8	2 798	1 943
17	203,4	0,1192	8,389	867,7	2 799	1 931
18	206,2	0,1128	8,868	880,3	2 800	1 920
19	208,8	0,1070	9,349	892,5	2 801	1 909
20	211,4	0,1017	9,83	904,2	2 802	1 898
30	232,8	0,06802	14,70	1 002	2 801	1 800
40	249,2	0,05069	19,73	1 079	2 793	1 715
50	262,7	0,04007	24,96	1 143	2 780	1 637
60	274,3	0,03289	30,41	1 199	2 763	1 565
70	284,5	0,02769	36,12	1 249	2 746	1 497

Tabelul LVII (continuare)

1	2	3	4	5	6	7
80	293,6	0,02374	42,13	1 294	2 726	1 432
90	301,9	0,02064	48,45	1 337	2 705	1 369
100	309,5	0,01815	55,11	1 377	2 684	1 306
120	323,1	0,01437	69,60	1 455	2 638	1 183
140	335,0	0,01164	85,91	1 531	2 592	1 061
160	345,7	0,00956	104,6	1 606	2 540	934
180	355,4	0,00782	128,0	1 684	2 483	799
200	364,2	0,00614	162,9	1 783	2 400	617
225	374	0,00310	322,6	2 100	2 100	0

Tabelul LVIII

Corelații între unitățile de măsură

Mărimea	Unitatea de măsură în SI	Corelația între unitățile de măsură în SI și unitățile de măsură cele mai des întîlnite în literatură ale altor sisteme
1	2	3
Lungimea	m	1 μm = 10^{-6} m 1 Å = 10^{-10} m 1 ft = 0,3048 m 1 in = 25,4·10^{-3} m
Masa	kg	1 t = 1 000 kg 1 q = 100 kg 1 lb = 0,454 kg
Temperatura	K	t°C = (t + 273,15) K $t°F = \left[\frac{5}{9}(t - 32) + 273{,}15\right] K$
Unghi plan	rad	$1° = \frac{\pi}{180}$ rad $1' = \frac{\pi}{10\,800}$ rad 1 rotație = 2π rad = 6,28 rad
Greutate (forță de greutate)	N	1 kgf = 9,81 N 1 dyn = 10^{-5} N 1 sten = 10^3 N 1 lbf = 4,45 N
Coeficientul de viscozitate dinamică	Pa·s	$1\ cP = \frac{1}{9\,810}\ \frac{kgf \cdot s}{m^2} = 10^{-3}\ Pa \cdot s =$ = 1 mPa·s 1 lbf·s/ft^2 = 47,88 Pa·s
Coeficientul de viscozitate cinematică	m^2/s	1 St = 1 cm^2/s = 10^{-4} m^2/s 1 ft^2/s = 0,093 m^2/s 1 ft^2/h = 25,81 m^2/s
Presiunea	Pa	1 bar = 10^5 Pa 1 mbar = 100 Pa 1 dyn/cm^2 = 1 bar = 0,1 Pa 1 kgf/cm^2 = 1 at = 9,81·10^4 Pa = 735 mm Hg 1 atm = 101 325 Pa = 760 mm Hg

Tabelul LVIII (continuare)

1	2	3
		1 kgf/m^2 = 9,81 Pa 1 mm CA = 9,81 Pa 1 mm Hg = 133,3 Pa 1 lbf/in^2 = 6 894,76 Pa 1 lbf/ft^2 = 47,88 Pa
Coeficientul de difuzie	m^2/s	1 ft^2/s = 0,0929 m^2/s
Puterea	W	1 kgf·m/s = 9,81 W 1 erg/s = 10^{-7} W 1 kcal/h = 1,163 W 1 lbf·ft/s = 1 356 W
Tensiune superficială	N/m	1 kgf/m = 9,81 J/m^2 1 erg/cm^2 = 1 dyn/cm = 10^{-3} J/m^2
Volum	m^3	1 l = 10^{-3} m^3 1 ft^3 = 28,3 dm^3 = 2,83·10^{-2} m^3 1 in^3 = 16,387 cm^3 = 16,39·10^{-6} m^3
Volum specific	m^3/kg	1 m^3/t = 10^{-3} m^3/kg 1 dm^3/kg = 1 cm^3/g = 10^{-3} m^3/kg
Densitate	kg/m^3	1 t/m^3 = 1 kg/dm^3 = 1 g/cm^3 = 10^3 kg/m^3 1 kgf·s^2/m^4 = 9,81 kg/m^3 1 lb/ft^3 ≈ 16,02 kg/m^3 1 lb/in^3 ≈ 27,68·10^3 kg/m^3
Densitatea fluxului termic (încărcarea termică, solicitarea termică)	W/m^2	1 kcal/(m^2·h) = 1,163 W/m^2
Suprafața	m^2	1 ft^2 = 0,0929 m^2 1 in^2 = 6,451·10^{-4} m^2
Lucrul mecanic, energie, cantitate de căldură	J	1 kgf·m = 9,81 J 1 erg = 10^{-7} J 1 kW·h = 3,6·10^6 J 1 kcal = 4,1868·10^3 J = 4,19 kJ 1 lbf·ft = 1,356 J 1 lbf·in = 0,113 J 1 BTU = 1 055,1 J
Debit masic	kg/s	1 lb/s = 0,454 kg/s 1 lb/h = 1,26·10^{-4} kg/s
Debit volumic	m^3/s	1 l/min = 16,67·10^{-6} m^3/s 1 ft^3/s = 28,3·10^{-3} m^3/s 1 in^3/s = 16,4·10^{-6} m^3/s
Viteza liniară	m/s	1 ft/s = 0,3048 m/s
Viteza unghiulară	rad/s	$1\ rot/min = \frac{\pi}{30}\ rad/s$ 1 rot/s = 2π rad/s
Căldură specifică	J/(kg·K)	1 kcal/(kg·°C) = 4,19 kJ/(kg·K) 1 erg/(g·K) = 10^{-4} J/(kg·K) 1 BTU/(lb·°F) = 4,19 kJ/(kg·K)
Coeficient parțial sau total de transfer termic	W/(m^2·K)	1 kcal/(m^2·h·°C) = 1,163 W/(m^2·K) 1 BTU/(ft^2·h·°F) = 5,6 W/(m^2·K)
Coeficient de conductivitate termică	W/(m·K)	1 kcal/(m·h·°C) = 1,163 W/(m·K) 1 BTU/(ft·h·°F) = 1,73 W/(m·K)
Căldură latentă	J/kg	1 kcal/kg = 1 cal/g = 4,19 kJ/kg 1 BTU/lb = 2 326 J/kg
Accelerația liniară	m/s^2	1 in/s^2 = 25,4·10^{-3} m/s^2 1 ft/s^2 = 0,3048 m/s^2

Tabelul LVIII (continuare)

1	2	3
Frecvența	Hz	1 Hz = 1 s^{-1} 1 rot/s = 1 Hz 1 rot/min = $\frac{1}{60}$ Hz
Entalpia	J/kg	1 kcal/kg = 1 cal/g = 4,19 kJ/kg 1 BTU/1b = 2326 J/kg
Entropia	J/(kg·K)	1 kcal/(kg·°C) = 4,19 kJ/(kg·K) 1 BTU/(lb·°F) = 4,19 kJ/(kg·K)

DIAGRAME ȘI NOMOGRAME *

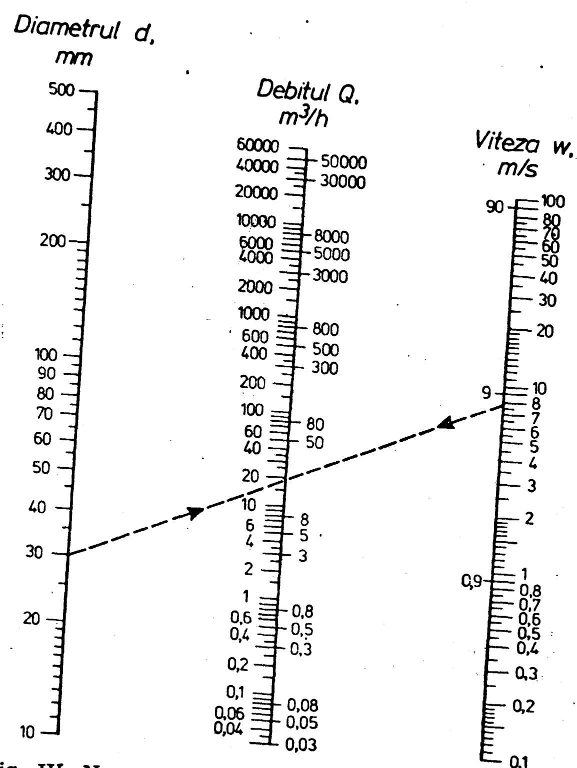


Fig. IV. Nomogramă pentru determinarea debitului de lichid sau gaz în țevi cu secțiunea circulară.

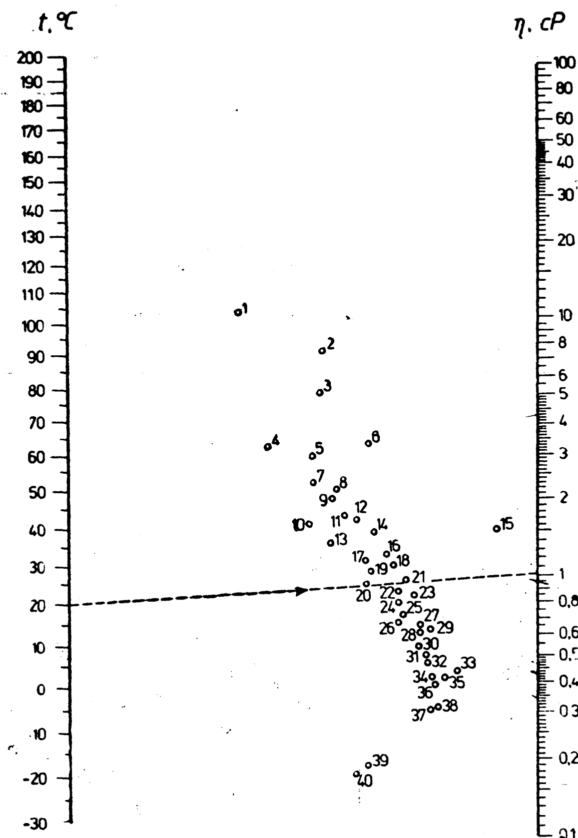


Fig. V. Nomogramă pentru determinarea coeficientului viscozității dinamice a lichidelor la diferite temperaturi.

Lichidul	Nr. punctului	Lichidul	Nr. punctului
0	1	2	4
Alcool amilic	17	Pentan	38
Amoniac	39	Mercur	15
Anilină	8	Acid sulfuric 111%	2
Benzen	25	Acid sulfuric 98%	3
Alcool butilic	11	Acid sulfuric 60%	6
Apă	20	Anhidridă sulfurică	35
Hexan	36	Sulfură de carbon	33
Heptan	31	Tebentină	16
Glicerină, 100%	1	Toluen	27
Glicerină, 50%	7	Acid acetic, 100%	18

Fig. V (continuare)

0	1	2	3
Bioxid de carbon	40	Acid acetic, 70%	12
Eter etilic	37	Fenol	5
Acetat de metil	32	Clorbenzen	22
Alcool metilic, 100%	26	Cloroform	29
Alcool metilic, 90%	24	Tetraclorură de carbon	21
Alcool metilic, 30%	13	Acetat de etil	30
Naftalină	9	Etilenglicol	4
Nitrobenzen	14	Clorură de etil	23
Octan	28	Alcool etilic, 100%	19
Acetonă	34	Alcool etilic, 40%	10

(transformarea în SI: 1 cP = $1\cdot10^{-3}$ Pa·s)

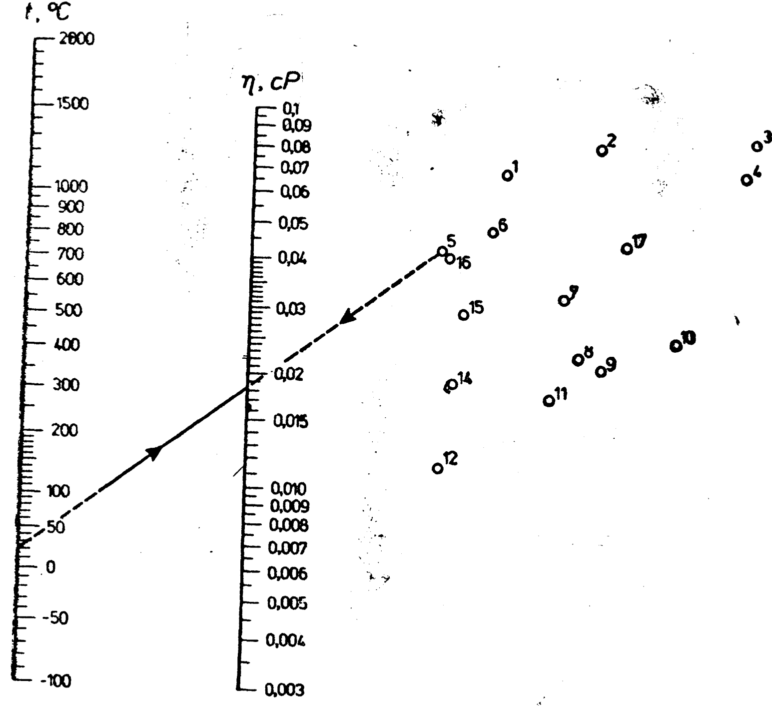


Fig. VI. Nomogramă pentru determinarea coeficientului viscozităţii dinamice la gaze la $p=1$ atm* :

1 — O_2 ; 2 — NO ; 3 — CO_2 ; 4 — HCl ; 5 — aer ; 6 — N_2 ; 7 — SO_2 ; 8 — CH_4 ; 12 — H_2 ; 13 — C_6H_6 ; 14 — $9H_2+N_2$; 15 — $3H_2+N_2$; 9 — H_2O ; 10 — NH_3 ; 11 — C_2H_4 ; 16 — CO ; 17 — Cl_2 ; (transformarea în SI : 1 cP=$1\cdot10^{-3}$ Pa.s).

* Datele din nomogramă se pot folosi şi pentru presiuni de cîteva atmosfere.

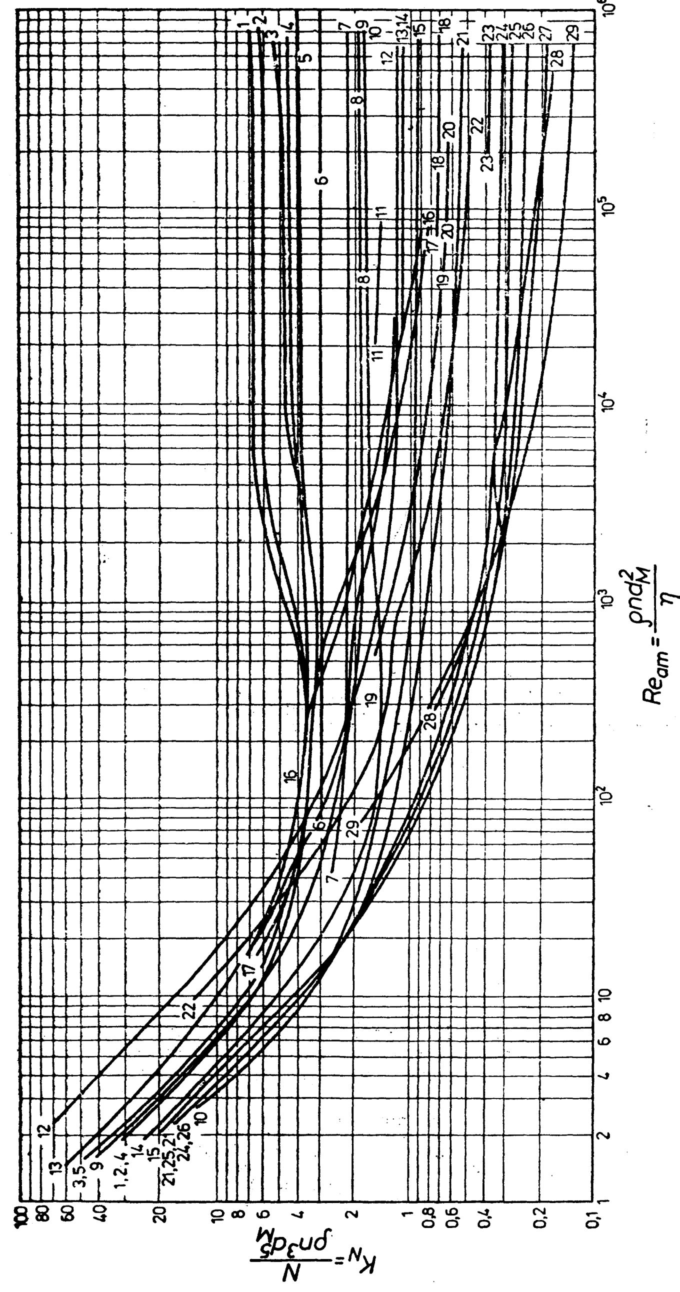
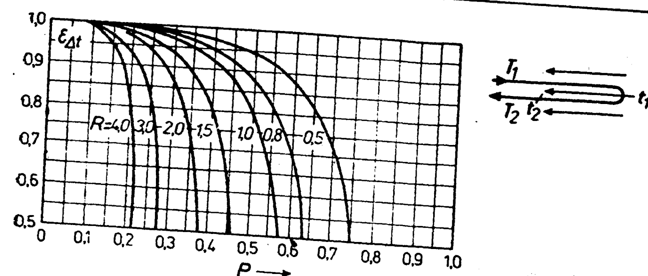


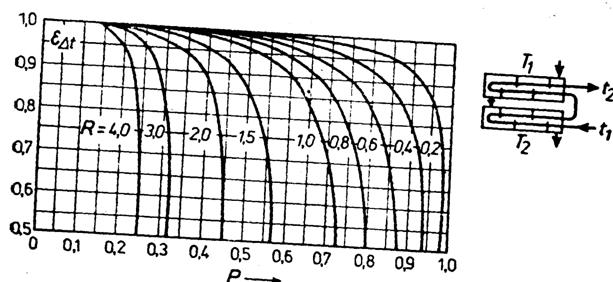
Fig. VII. Dependenţa criteriului puterii de criteriul Reynolds :

1 — agitator turbină deschis cu şase palete verticale drepte ($b=0,2d$; $l=0,25d$) la $D/d=3$, în vase cu patru şicane ($B/d=0,17$) ; 2 — agitator turbină de tip 1 la $B/d=0,1$; 3 — agitator turbină deschis cu şase palete verticale curbate ($b=0,2d$; $l=0,25d$) la $D/d=3$ în vase cu patru şicane ($B/d=0,1$) ; 4 — agitator turbină de tip 1 pentru $B/d=0,04$; 5 — agitator turbină deschis cu şase palete în formă de săgeată ($b=0,2d$; $l=0,25d$) la $D/d=3$ în vas cu patru şicane ($B/d=0,1$) ; 6 — agitator cu discuri radiale cu şase palete drepte verticale ($b=0,1d$; $l=0,35d$), discul inferior cu $D/d=2,5$, în vase cu patru şicane ($B/d=0,25$) ; 7 — agitator turbină radial cu şaisprezece palete cu stator în vas fără şicane ; 8 — agitator cu două palete drepte verticale ($b=0,25d$) la $D/d=4,35$ în vas cu trei şicane ($B/d=0,11$) ; 9 — agitator cu opt palete drepte ($b=0,25d$) sub unghi de 45° la $D/d=3$ în vas cu patru şicane ($B/d=0,1$) ; 10 — agitator cu două palete de tip 8 la $D/d=3$ în vas cu patru şicane ($B/d=0,1$) ; 11 — agitator turbină deschis cu şase palete cu stator la $D/d=2,4$ în vas fără şicane ; 12 — agitator turbină de tip 11 la $D/d=3$ în vas fără şicane ; 13 — agitator turbină de tip 12, fără stator, la $D/d=3$ în vas cu patru şicane ($B/d=0,1$) ; 14 — agitator turbină de tip 1 în vas fără şicane ; (15) — agitator cu elice cu trei palete la $D/d=3$ în vas fără şicane ; 16 — agitator cu patru palete de tip 8 la $D/d=3$ în vase fără şicane ; 17 — agitator cu patru palete ($b=0,25d$) sub unghi de 60° la $D/d=3$ în vase fără şicane ; 18 — agitator cu elice cu trei palete de tip 15, dar pentru $b=1,33d$ şi $D/d=16$ în vase cu trei şicane ($B/d=0,06$) ; 19 — agitator cu patru palete de tip 9 la $D/d=5,2$ în vase fără şicane ; 20 — agitator cu două palete de tip 8 la $D/d=3$ în vase fără şicane ; 21 — agitator cu elice cu trei palete de tip 15 la $D/d=3,3$ în vase fără şicane ; 22 — agitator cu patru palete de tip 9 (ca şi 19) la $D/d=2,4\div3,0$ în vase fără şicane ; 23 — agitator elice cu trei palete tip 15 la $s=1,05\,d$ şi $D/d=9,6$ în vase cu trei şicane ($B/d=0,06$) ; 24 — la fel pentru $s=d$ şi $D/d=3$ în vase cu patru şicane ($B/d=0,1$) ; 25 — la fel pentru $s=1,04d$ şi $D/d=4,5$ în vase fără şicane ; 26 — la fel pentru $s=d$ şi $D/d=3$ în vase fără şicane : 27 — la fel pentru $s=1,05d$ şi $D/d=2,7$ în vase fără şicane ; 28 — la fel pentru $s=d$ şi $D/d=3,8$ în vase fără şicane ; 29 — agitator cu două palete de tip 8 cu palete înguste ($b=(0,13\div0,17)d$) la $D/d=1,1$ în vase fără şicane.

Caracteristicile agitatorului : D — diametrul vasului, d — diametrul agitatorului ; b — lăţimea paletei agitatorului ; l — lungimea paletei ; B — lăţimea şicanei ; s — pasul agitatorului elice.



a



b

Fig. VIII. Coeficienţii de corecţie $\varepsilon_{\Delta t}$ pentru schimbătoare de căldură cu curenţi paraleli şi încrucişaţi : *a* — cu o singură trecere în spaţiul intertubular şi *2, 3, 6* şi mai multe în spaţiul tubular ; *b* — cu două treceri în spaţiul intertubular cu şicane transversale şi 4 treceri în spaţiul tubular

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \qquad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

P = încălzire fluid rece / dif. temp. intrare   R = răcire fluid cald / încălzire fluid rece

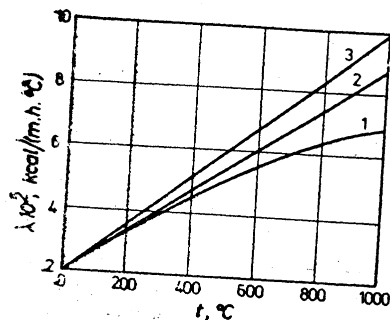


Fig. IX. Coeficienţii de conductivitate termică ai gazelor de ardere. Compoziţia gazelor % (în vol.) : CO_2—*13* ; O_2—*5* ; (N_2+H_2O)—*82* :
1 — conţinutul de vapori de apă [illegible] ;
2 — conţinutul de vapori de apă 15% ;
3 — conţinutul de vapori de apă 20% ;
(transformarea în SI : 1 kcal/(m.h°C) = 1,163 W/(m.K)).

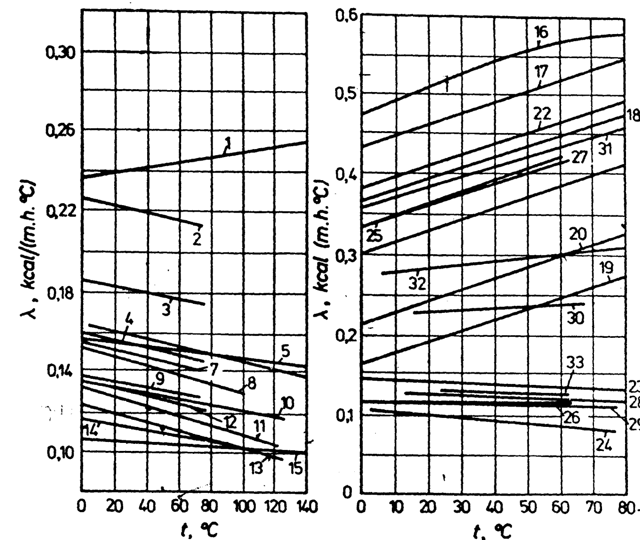


Fig. X. Coeficienţii de conductivitate termică ai cîtorva lichide.

Substanţa	Nr. punctului	Substanţa	Nr. punctului
Amoniac, 26%	*31*	Acid formic	*2*
Anilină	*6*	Nitrobenzen	*10*
Acetonă	*8*	Octan	*33*
Benzen	*11*	Acid sulfuric, 98%	*30*
Alcool butilic	*9*	Sulfură de carbon	*23*
Ulei de vaselină	*15*	Acid clorhidric, 30%	*27*
Apă	*16*	Toluen	*13*
Hexan	*26*	Acid acetic	*7*
Glicerină anhidră	*1*	Clorură de calciu, 25%	*17*
Glicerină, 50%	*25*	Clorură de sodiu, 25%	*18*
Eter etilic	*29*	Tetraclorură de carbon	*24*
Alcool izopropilic	*12*	Alcool etilic, 100%	*4*
Ulei de ricin	*5*	Alcool etilic, 80%	*19*
Petrol lampant	*28*	Alcool etilic, 60%	*20*
Xilol	*14*	Alcool etilic, 40%	*21*
Alcool metilic, 100%	*3*	Alcool etilic, 20%	*22*
Alcool metilic, 40%	*32*		

(transformarea în SI : 1 kcal/(m·h·°C) = 1,163 W/(m·K))

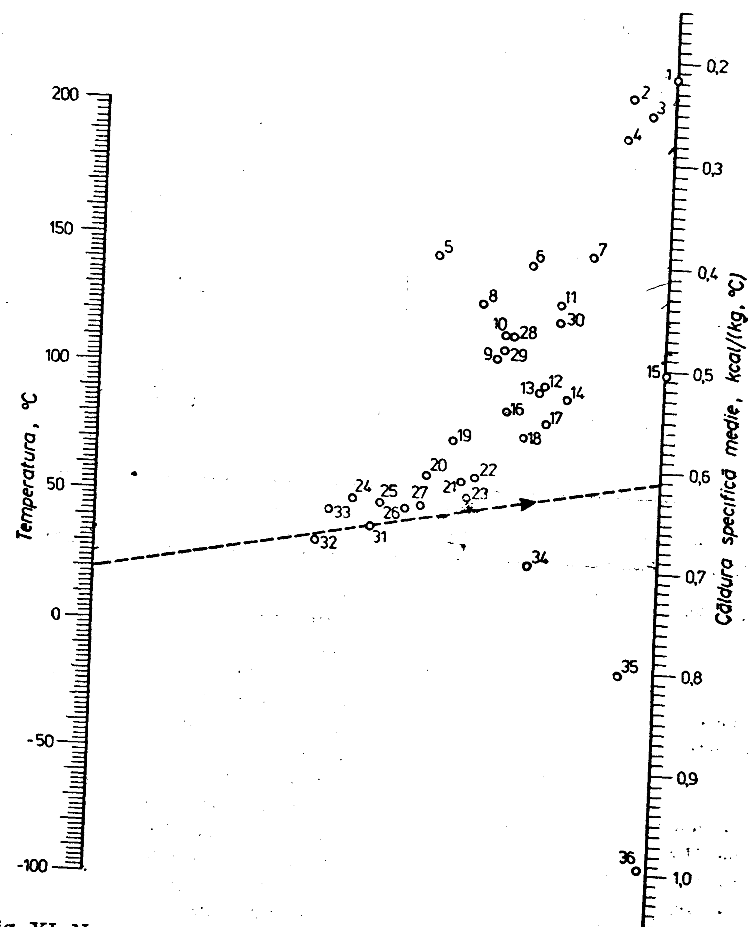


Fig. XI. Nomogramă pentru determinarea căldurii specifice a lichidelor.

Fig. XI. (continuare)

Substanţa	Nr. punctului	Substanţa	Nr. punctului
Acetat de amil	12	Alcool propilic	25
Anilină	14	Acid sulfuric, 100%	7
Acetonă	18	Sulfură de carbon	4
Benzen	22	Acid clorhidric, 30%	26
Bromură de etil	1	Toluen (de la −60 la 40°C)	28
Alcool butilic	24	Toluen (de la 40 la 100°C)	30
Apă	36	Acid acetic, 100%	16
Heptan	19	Clorbenzen	6
Glicerină	21	Clorură de calciu, 25%	34
Difenil	8	Clorură de sodiu, 25%	35
Eter etilic	17	Clorură de etil	11
Alcool izobutilic	33	Cloroform	3
Izopentan	20	Tetraclorură de carbon	2
Alcool izopropilic (de la 0 la 50°C)	32	Acetat de etil	13
		Etilenglicol	22
Alcool izopropilic (de la −50 la 0°C)	27	Alcool etilic	31
		Alcool metilic	23
Iodură de etil	5	*o*- şi *m*- xilol	9
Octan	15	*p*-xilol	10

(transformarea în SI: 1 kcal/(kg·°C) = $4{,}19 \cdot 10^3$ J/(kg·K))

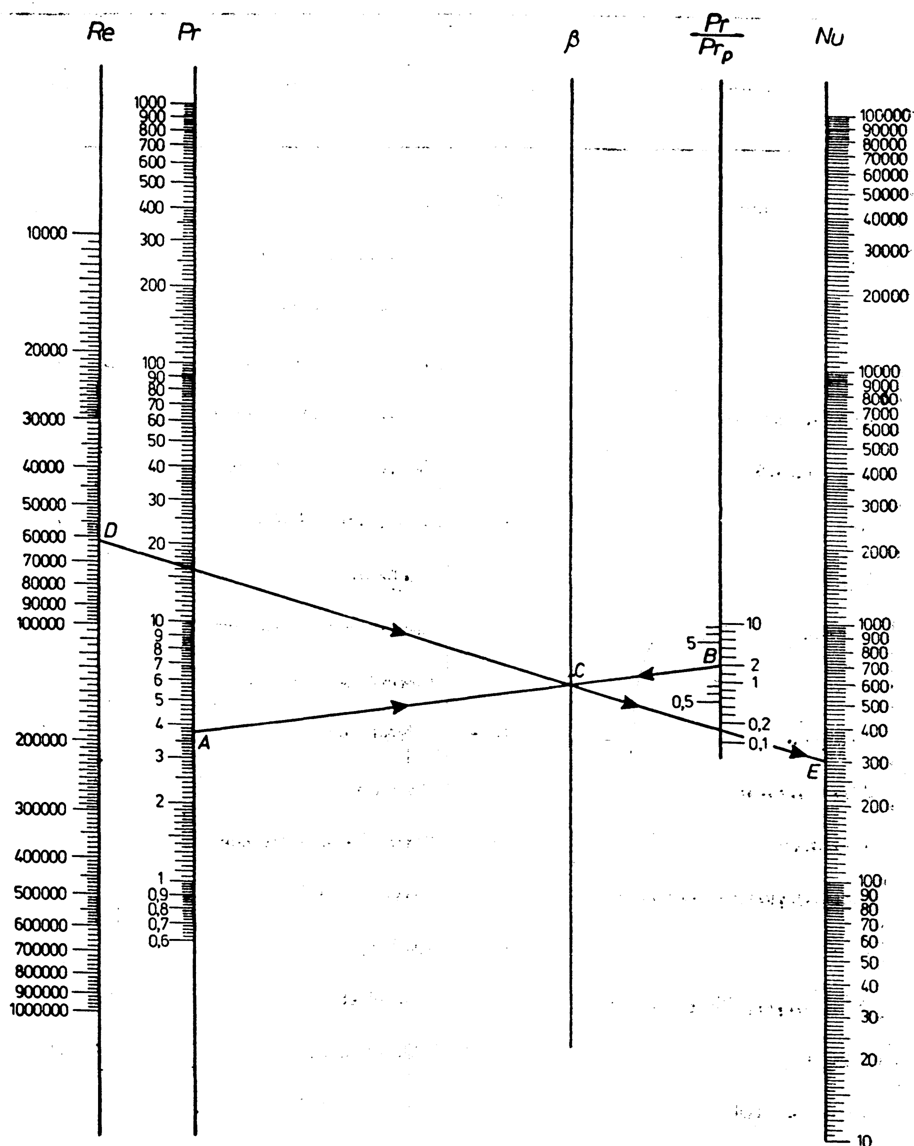


Fig. XII. Nomogramă pentru determinarea coeficientului parțial de transfer termic în țevi drepte la Re > 10 000 și $\varepsilon_1 = 1$ în I etapă: ABO → C; II etapă: DCO → E.

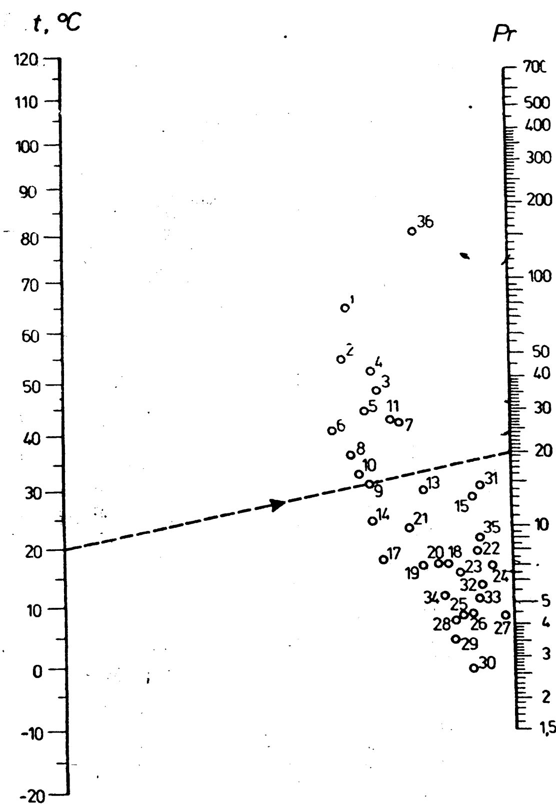


Fig. XIII. Valorile criteriului Pr pentru lichide.

Substanța	Nr. punctului	Susbtanța	Nr. punctului
Acetat de amil	*31*	Octan	*33*
Amoniac, 26%	*14*	Pentan	*26*
Anilină	*5*	Acid sulfuric, 111%	*1*
Acetonă	*25*	Acid sulfuric, 98%	*2*
Benzen	*22*	Acid sulfuric, 60%	*4*
Bromură de etil	*29*	Sulfură de carbon	*30*
Alcool butilic	*11*	Acid clorhidric, 30%	*21*
Apă	*17*	Toluen	*23*
Heptan	*32*	Acid acetic, 100%	*15*
Eter etilic	*28*	Acid acetic, 50%	*9*
Glicerină, 50%	*6*	Clorbenzen	*35*
Alcool izoamilic	*3*	Cloroform	*34*
Alcool izopropilic	*7*	Tetraclorură de carbon	*18*
Iodură de etil	*27*	Acetat de etil	*24*
Xilol	*19*	Etilenglicol	*36*
Alcool metilic, 100%	*20*	Alcool etilic, 100%	*13*
Alcool metilic, 40%	*10*	Alcool etilic, 50%	*8*

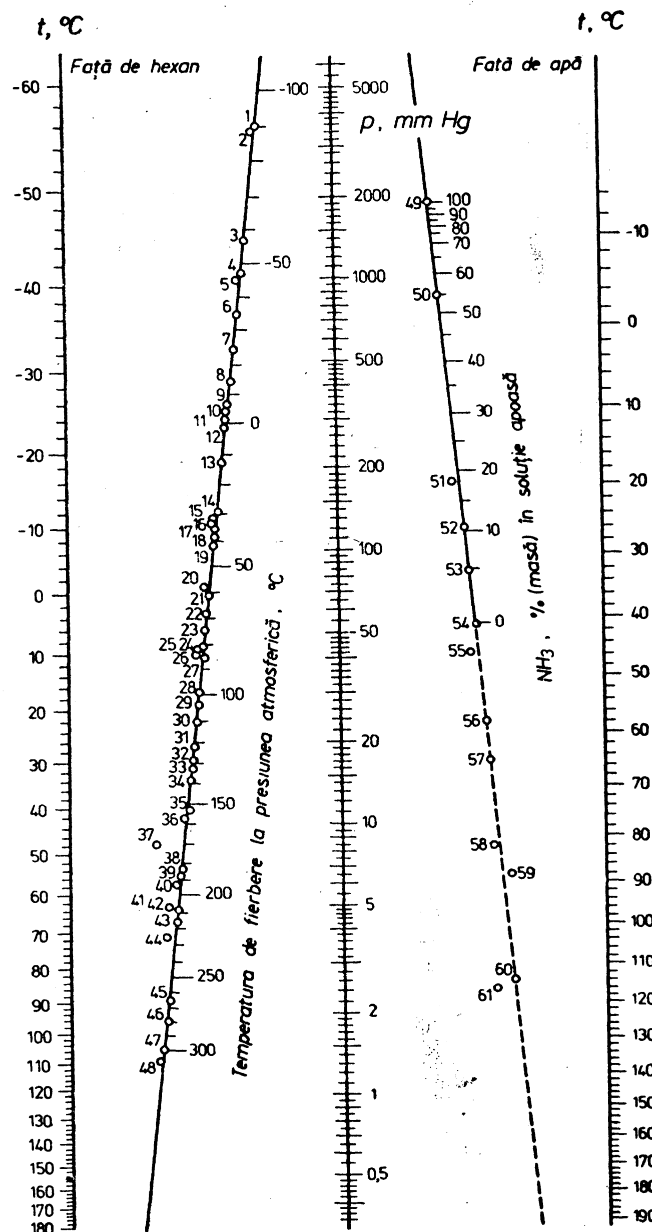


Fig. XIV. Nomogramă pentru determinarea presiunii vaporilor saturanţi şi temperaturii de fierbere a cîtorva lichide.

* După datele diverşilor autori.

Fig. XIV (continuare)

Substanța	Nr. punctului	Substanța	Nr. punctului
Alenă	6	Metilmonosilan	3
Amoniac	49	Alcool metilic	52
Anilină	40	Formiat de metil	16
Acetilenă	2	Naftalină	43
Acetonă	51	α-naftol	47
Benzen	24	β-naftol	48
Brombenzen	35	Nitrobenzen	37
Bromură de etil	18	Octan	31
α-bromnaftalină	46		32*
1,3-butadienă	10	Pentan	17
Butan	11	Propan	5
α-butilenă	9	Propilenă	4
β-butilenă	12	Acid propionic	56
Butilenglicol	58	Mercur	61
Apă	54	Tetralină	42
Hexan	22	Toluen	30
Heptan	28	Acid acetic	55
Glicerină	60	Fluorbenzen	27
Decalină	38	Clorbenzen	33
Decan	36	Clorură de vinil	8
Dioxan	29	Clorură de metil	7
Difenil	45	Clorură de metilen	19
1,2-dicloretan	26	Clorură de etil	13
Eter etilic	15	Cloroform	21
Izopren	14	Tetraclorură de carbon	23
Iodbenzen	39	Etan	1
m-crezol	44	Acetat de etil	25
o-crezol	41	Etilenglicol	59
m-xilol	34	Alcool etilic	53
Acid izooleic	57	Formiat de etil	20
Metilamină	50		

* După datele diverşilor autori

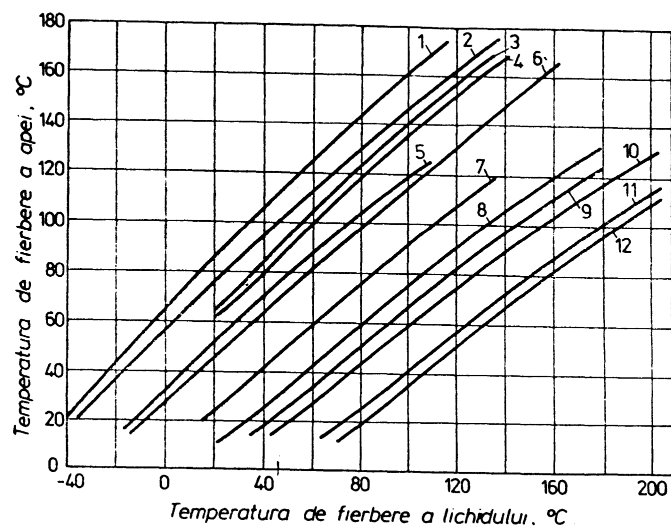


Fig. XV. Diagrama liniarităţii pentru determinarea temperaturii de fierbere (faţă de apă) :

1 — eter etilic ; *2* — sulfură de carbon ; *3* — acetonă ; *4* — cloroform ; *5* — tetraclorură de carbon ; *6* — benzen ; *7* — toluen ; *8* — clorbenzen ; *9* — o-xilol ; *10* — brombenzen ; *11* — benzaldehidă ; *12* — anilină.

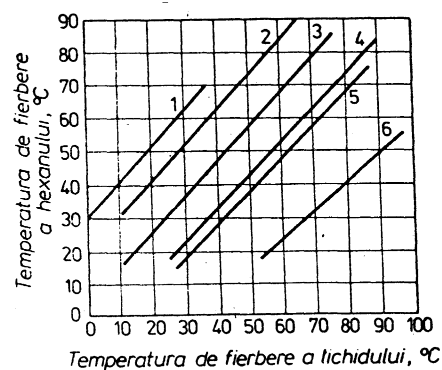


Fig. XVI. Diagrama liniarităţii pentru determinarea temperaturii de fierbere (faţă de hexan) :

1 — eter etilic ; *2* — sulfură de carbon ; *3* — cloroform ; *4* — tetraclorură de carbon ; *5* — benzen ; *6* — toluen.

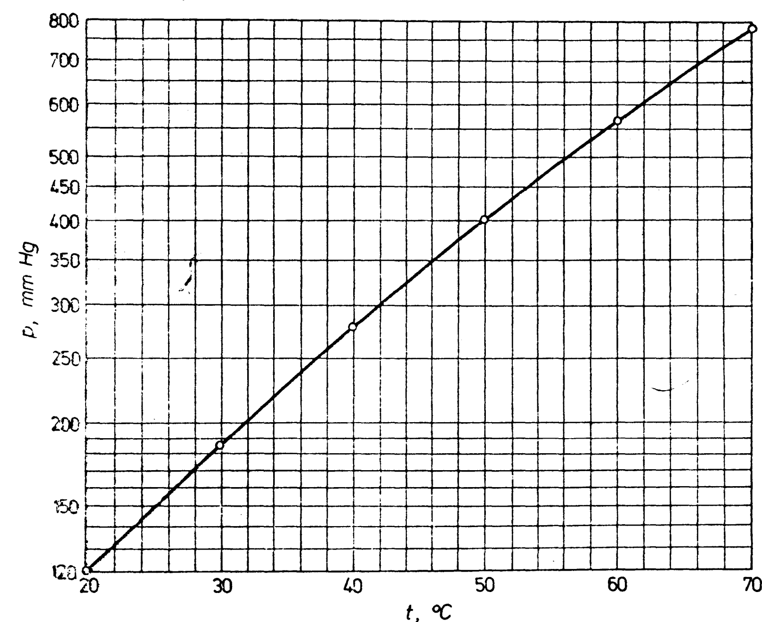


Fig. XVII. Dependenţa presiunii vaporilor saturanţi de hexan de temperatură.

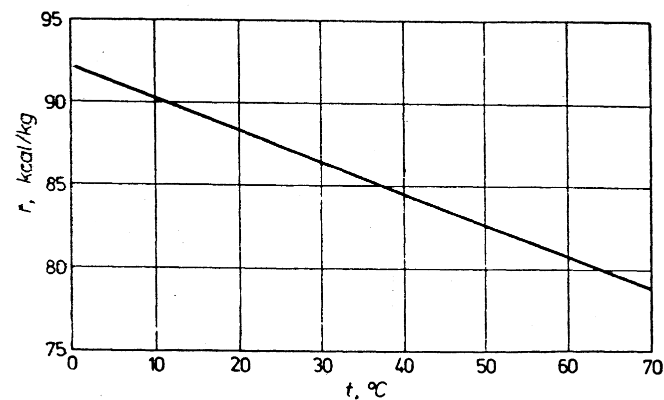


Fig. XVIII. Dependenţa de temperatură a căldurii de vaporizare a hexanului.
(transformarea în SI : 1 kcal/kg=4,19 kJ/kg).

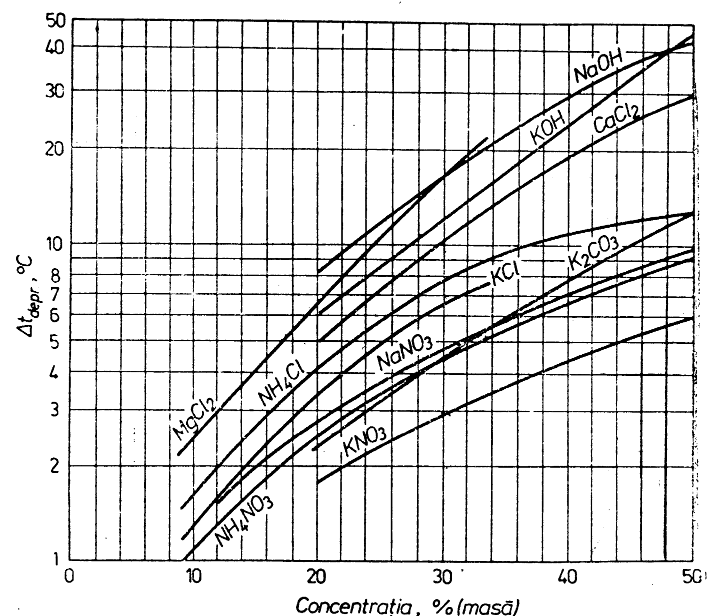


Fig. XIX. Creșterea temperaturii de fierbere (la presiunea atmosferică) în funcție de concentrație, pentru soluții apoase.

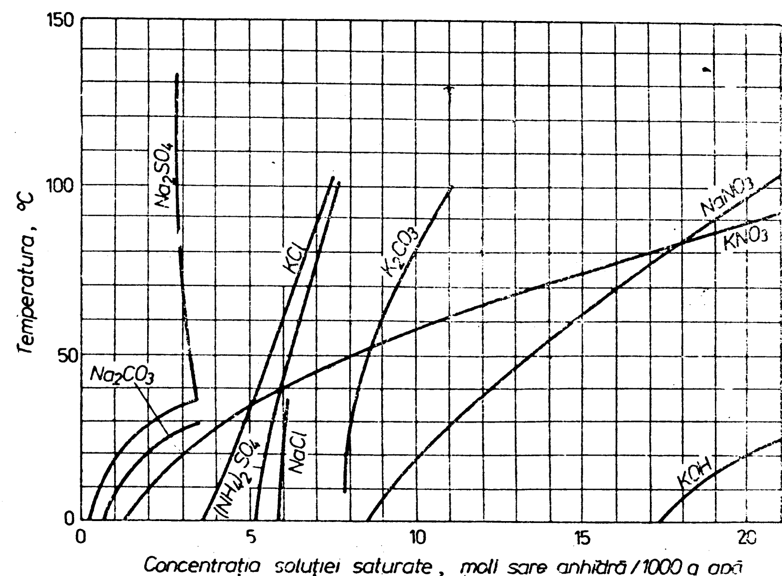


Fig. XX. Solubilitatea în apă a cîtorva săruri, în funcție de temperatură.

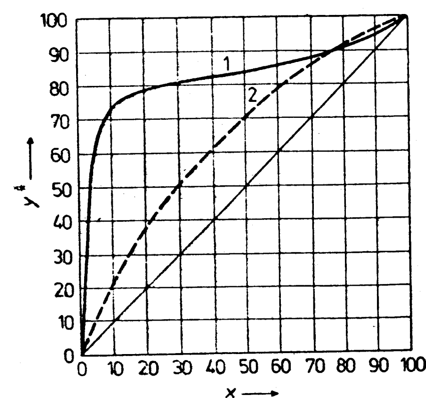


Fig. XXI. Curbe de echilibru lichid-vapori, la presiunea $p=1$ ata :
1 — acetonă-apă ; 2 — tetraclorură de carbon — toluen.

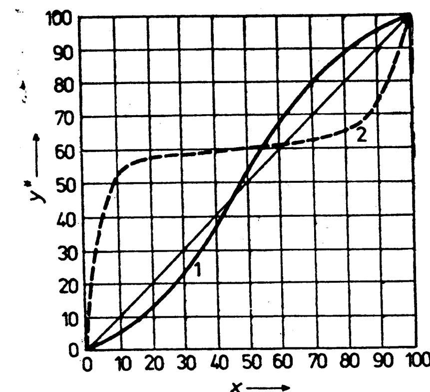


Fig. XXII. Curbe de echilibru lichid-vapori (cu punct de azeotrop) la $p=1$ ata :
1 — apă — acid formic ; 2 — alcool metilic — benzen.

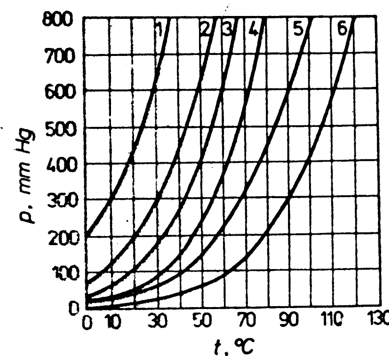


Fig. XXIII. Presiunea vaporilor saturanți ai unor lichide organice în funcție de temperatură :
1 — eter etilic ; 2 — acetonă ; 3 — alcool metilic ; 4 — alcool etilic ; 5 — acid formic ; 6 — acid acetic. (transformarea în SI : 1 mm Hg=133,3 Pa).

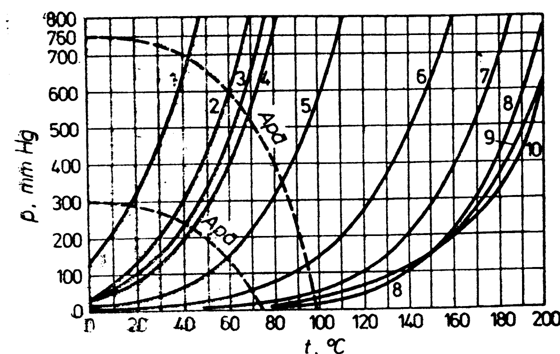


Fig. XXIV. Presiunea vaporilor saturați a lichidelor organice nemiscibile cu apa, în funcție de temperatură :
1 — sulfură de carbon ; 2 — hexan ; 3 — tetraclorură de carbon 4 — benzen ; 5 — toluen ; 6 — terebentină ; 7 — anilină ; 8 — crezol ; 9 — nitrobenzen ; 10 — nitrotoluen.

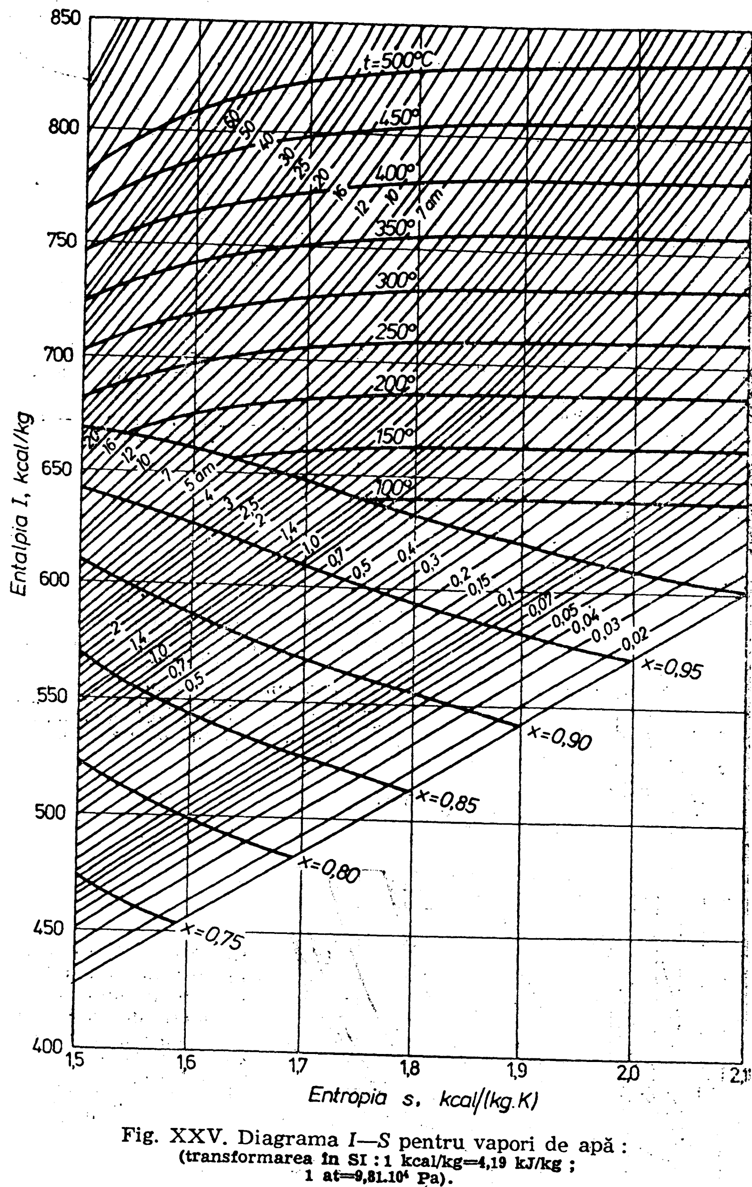


Fig. XXV. Diagrama I—S pentru vapori de apă :
(transformarea în SI : 1 kcal/kg=4,19 kJ/kg ;
1 at=9,81.10⁴ Pa).

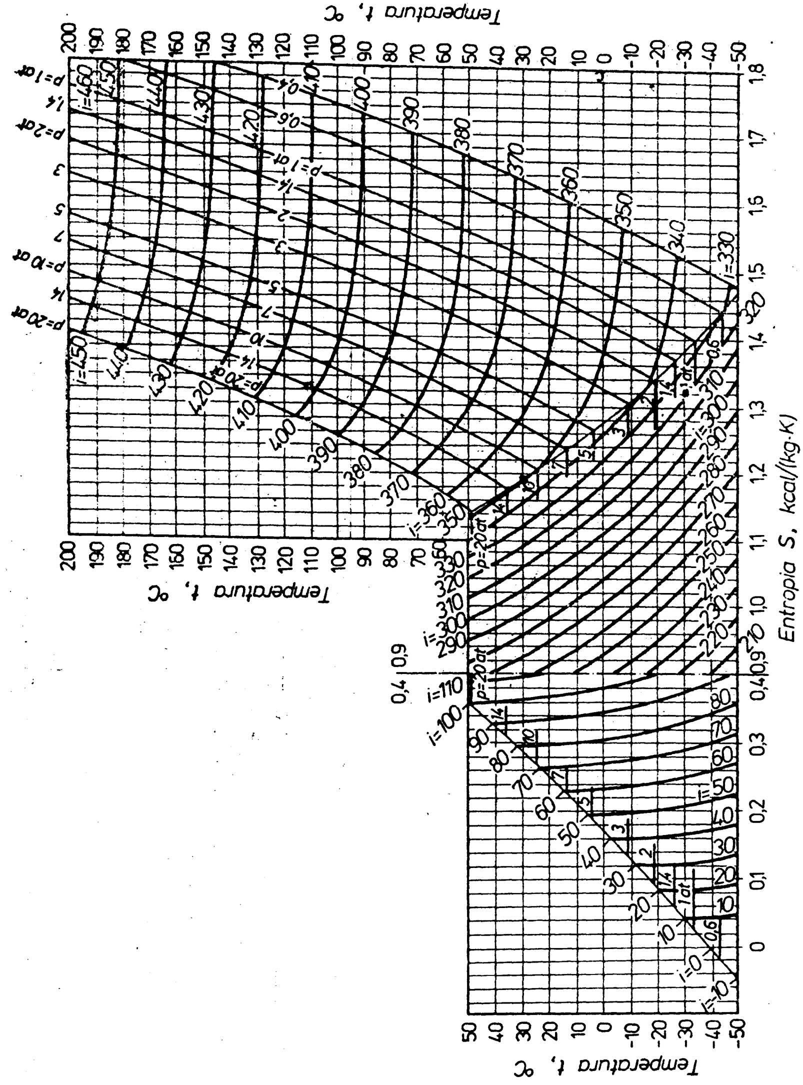


Fig. XXVI. Diagrama T—S pentru amoniac :
(transformarea în SI : 1 kcal/kg=4,19 kJ/kg) ;
1 at=9,81.10⁴ Pa).

Fig. XXVII. Diagrama T—S pentru bioxid de carbon :
(transformarea în SI : 1 kcal/kg=4,19 kJ/kg) ;
1 at=9,81.10[4] Pa).

Fig. XXVIII. Diagrama i—lg p pentru difluordiclormetan (freon-12) :
(transformarea în SI : 1 kcal/kg=4,19 kJ/kg) ;
1 at=9,81.10[4] Pa).

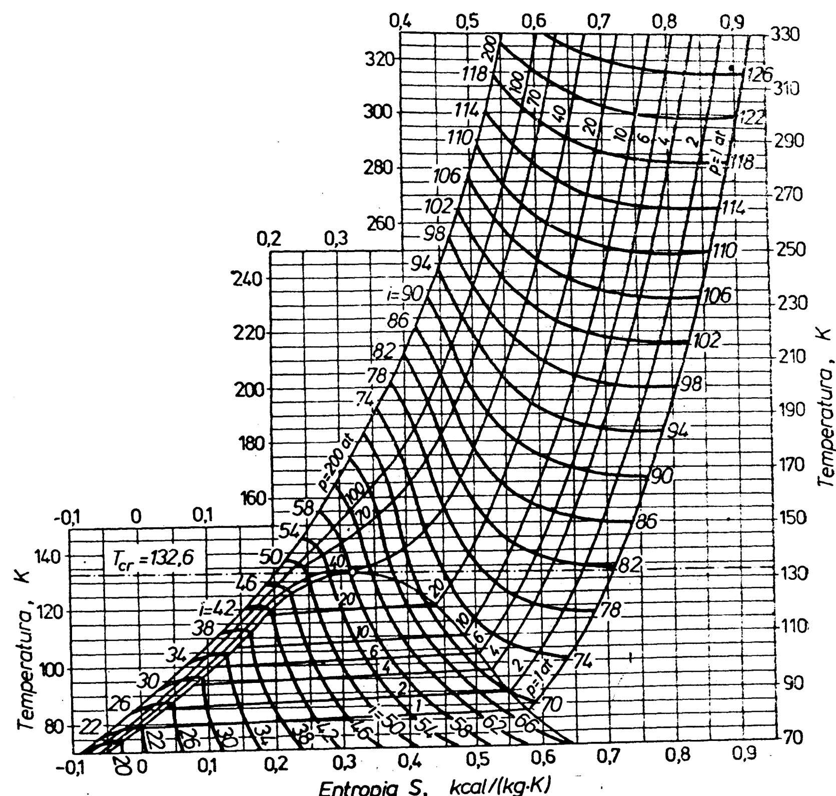


Fig. XXIX. Diagrama *T—S* pentru aer:
(transformarea în SI : 1 kcal/kg=4,19 kj/kg 1 at=9,81·10⁴ Pa).

INDICATORUL TABELELOR ŞI DIAGRAMELOR PREZENTATE ÎN ANEXA

	Nr. tabelului	Nr. diagramei
Masele atomice ale elementelor	I	
Presiunea vaporilor saturanți:		
apă	XXXVIII, LVI	
hexan		XVII
lichide	XLVI	XIV, XXIII, XXIV
Diagrame:		
de liniaritate		XV, XVI
i — lg *p* pentru freon-12		XXVIII

Fig. XXIX (continuare)

	Nr. tabelului	Nr. diagramei
I — *S* pentru vapori de apă		XXV
T — *S* pentru amoniac		XXVI
T — *S* pentru aer		XXIX
T — *S* pentru bioxid de carbon		XXVII
Coeficientul viscozității dinamice:		
soluții apoase	VIII	
apă	VI	
gaze		VI
glicerină	VII	
lichide		V
constantele atomice ale viscozității	IX	
corecții la constantele atomice ale viscozității	X	
Difuzia gazelor:		
în apă	XLIII	
în aer	XLII	
Schimbătoare de căldură multitubulare:		
caracteristici de bază	XXXIV	
dispunerea țevilor	XXXV	II, III
cu mai multe treceri		VIII
Coeficienți:		
de debit ai diafragmelor	XV	
parțiali de transfer termic la Re > 10 000		XII
Criteriul Pr pentru lichide		XIII
Rezistențe locale	XIII	
Puterea la amestecare		VII
Dilatarea volumică:		
a apei	XXXII	
a lichidelor	XXXIII	
Densitatea:		
lichidelor	III, IV	
mtaerialelor solide	II	
Tensiunea superficială:		
a lichidelor	XXII	
soluțiilor apoase	XXIII	
Compoziția amestecurilor lichid-vapori la echilibru	XLVII	XXI, XXII
Solubilitatea în apă:		
a gazelor	XLI	
a sărurilor		XX
Proprietățile:		
apei	XXXIX	
gazelor	V	
vaporilor de apă saturanți	LVI, LVII	
lichidelor organice	XLIV	
agenților frigorifici	XLVIII, XLIX	
soluțiilor refrigeratoare	L, LI, LII	
Încărcături pentru scrubere	XVII, XVIII	
Corelația între unitățile de măsură	LVIII	
Temperatura medie și umezeala relativă medie a aerului atmosferic	XL	
Gradul de negru	XXIV	

Fig. XXIX (continuare)

	Nr. tabelului	Nr. diagramei
Temperatura de fierbere:		
a soluțiilor apoase	XXXVI	XIX
a apei	XXXVIII	
	LVII	
a lichidelor organice	XLVI	XIV
Conductivitatea termică a depunerilor	XXXI	
Căldura specifică:		
a gazelor	XXVII	
a lichidelor	XXVI	XI
a materialelor solide	XXV	
Coeficientul de conductivitate termică:		
a soluțiilor apoase	XXIX	
a gazelor	XXX	
a gazelor de ardere		IX
a lichidelor		X
a materialelor solide	XXVIII	
Căldura de adsorbție	LIII	
Căldura latentă de vaporizare:		
a apei	LVI	
a hexanului		XVIII
a lichidelor	XLV	
Căldura de dizolvare a sărurilor	XXXVII	
Rugozitatea pereților țevilor	XII	

Redactor: ing. **Cecilia Simion**
Tehnoredactor: **Valeriu Morărescu**
Coperta + Supracoperta: **Otto Necșoiu Paraschiv**

Bun de tipar: 29.06.1981.
Coli de tipar: 34,75. C.Z. 66.02(076).

Întreprinderea poligrafică „Oltenia"
Str. Mihai Viteazul nr. 4
Comanda nr. 90

